

Request Form for Translation

The world of foreign-prior art to you.

U. S. Serial No. 09/180,601

Requester's Name Alexa Doroshenk

Phone No. (703) 305-0074

Fax No. (703) 872-9428

Office Location CP3-10B14

Art Unit/Org. 1764

Group Director Jacqueline M. Stone

Is this for Board of Patent Appeals? No

Date of Request June 12, 2001

Date Needed By July 12, 2001

(Please do not write ASAP-indicate a specific date)

SPE Signature Required for RUSH: _____

Document Identification (Select One):

(Note: Please attach a complete, legible copy of the document to be translated to this form)

1. X Patent Document No. JP 5-23321 B2
Language Japanese
Country Code JP
Publication Date 04/02/93

2. _____ Article Author _____
Language _____
Country _____

3. _____ Other Type of Document _____
Country _____
Language _____

No. of Pages _____ (filled by STIC)

Document Delivery (Select Preference):

X Delivery to nearest EIC/Office Date: 6-15-01 (STIC Only)
_____ Call for Pick-up Date: _____ (STIC Only)
_____ Fax Back Date: _____ (STIC Only)

STIC USE ONLY

Copy/Search

Processor: _____
Date Assigned: _____
Date filled: _____
Equivalent Found: _____ (Yes/No)

Doc. No.: _____
Country: _____

Remarks: _____

Translation

Date Logged In: 6-12-01
PTO Estimated Words: _____
Number Of Pages: 55
In-House Translation Found: _____ (Yes/No)
In-House: _____
Translator: _____
Assigned: _____
Returned: _____

Contractor: _____
Name: AW
Priority: _____
Sent: 6-13-01
Returned: 6-22-01

Translations

To assist us in providing the most cost effective service, please answer these questions:

Will you accept an English Language Equivalent?

No - no equivalent available

Will you accept an English abstract?

No - no equivalent available

Would you like a consultation with a translator to review the document prior to having a complete written translation?

No - already consulted with translator

⑫ 特許公報(B2)

平5-23321

⑬ Int.Cl.

識別記号

庁内整理番号

⑭公告 平成5年(1993)4月2日

F 22 B 1/02

A

7715-3L

発明の数 2 (全23頁)

⑮発明の名称 流動床ボイラおよびその制御方法

⑯特 願 昭62-504381

⑰国際出願 PCT/JP87/00530

⑱出 願 昭62(1987)7月20日

⑲国際公開番号 WO89/00659

⑳国際公開日 平1(1989)1月26日

㉑発明者 大 下 孝 裕 神奈川県横浜市緑区北八朔町1502番地36号
 ㉒発明者 肥 後 勉 神奈川県茅ヶ崎市緑が浜2番40号
 ㉓発明者 小 杉 茂 東京都目黒区中目黒1丁目4番18号803
 ㉔発明者 犬 丸 直 樹 東京都杉並区成田東4丁目16番13号
 ㉕発明者 川 口 一 神奈川県横浜市磯子区汐見台3丁目2番3号 3208棟811号

㉖出 願 人 株式会社荏原製作所 東京都大田区羽田旭町11番1号

㉗代 理 人 弁理士 井 上 昭 外1名

審 査 官 佐 野 連

㉘参考文献 特開 昭57-41501(JP, A) 特開 昭57-124608(JP, A)

特開 昭49-95470(JP, A) 特公 昭51-46988(JP, B2)

1

2

㉙特許請求の範囲

1 a 主流動床と分散手段とを含む流動床主燃焼室と、

b 熱回収床と散気手段とを備えた熱回収室と、

c 前記主流動床と前記熱回収床とがその上部及び下部において連通するように、前記主流動床と熱回収床とを分離する傾斜仕切壁と、

d 前記熱回収床内に設けられた受熱流体を通した伝熱面と、

を備えた流動床ボイラの制御方法において、

前記傾斜仕切壁に沿って流動媒体の上昇流が形成されるとともに傾斜仕切壁から離れた位置で流動媒体の下降流が形成されて流動媒体の旋回流動床が形成されるように、かつ、前記旋回流動床の流動媒体の一部が前記傾斜仕切壁の上部を越えて前記熱回収室に到達するように、前記傾斜仕切壁から離れた領域の下方よりも傾斜仕切壁の下方においてより大きい質量速度で流動化用ガスを供給し、

回収される熱量を制御するために前記散気手段

から前記熱回収床に供給されるガス流量を調整し、そして

燃料供給量を制御する、

ことを特徴とする流動床ボイラの制御方法。

2 分散手段が流動床主燃焼室の底部に設けられている特許請求の範囲第1項記載の流動床ボイラの制御方法。

3 熱回収室が、前記傾斜仕切壁と炉壁との間、或いは2つの傾斜仕切壁の背面側の間に形成さされている特許請求の範囲第1項又は第2項記載の流動床ボイラの制御方法。

4 熱回収室の散気装置が熱回収室の下方部分の傾斜仕切壁の背面に沿って設けられている特許請求の範囲第1項乃至第3項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

5 傾斜仕切壁が水平に対して10~60度だけ傾斜している特許請求の範囲第1項乃至第4項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

6 傾斜仕切壁が水平に対して25~45度だけ傾斜している特許請求の範囲第1項乃至第5項の何れ

か1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

7 傾斜仕切壁の水平方向の投影長さが、炉底部の水平長さの $1/6 \sim 1/2$ となるように配置されている特許請求の範囲第1項乃至第6項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

8 傾斜仕切壁の水平方向の投影長さが、炉底部の水平長さの $1/4 \sim 1/2$ となるように配置されている特許請求の範囲第1項乃至第7項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

9 前記熱回収室の底部において前記散気手段から噴出される空気の質量速度は $0 \sim 3 \text{Gmf}$ 、好ましくは $0 \sim 2 \text{Gmf}$ であり、前記傾斜仕切壁の下の分散手段から噴出される流動化用空気の質量速度は $4 \sim 20 \text{Gmf}$ 、好ましくは $6 \sim 12 \text{Gmf}$ であることを特徴とする特許請求の範囲第1項乃至第8項の何れか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

10 前記主流動床における温度調節は、主流動床における温度又は流動床ボイラで発生する蒸気圧に基づいて、燃料の供給量を制御することによって、行われることを特徴とする特許請求の範囲第1項乃至第9項のいずれか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

11 前記主流動床の温度は、主流動床への燃料の供給量を調整することによって、及び／又は、前記散気手段への空気の供給量を調整することによって、一定範囲に制御することを特徴とする特許請求の範囲第1項乃至第10項のいずれか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

12 前記調整は、温度検出器94によって検出された流動床温度に基づいて行うことを特徴とする特許請求の範囲第11項記載の流動床ボイラの制御方法。

13 前記主流動床に供給される燃料の量は、利用者側の負荷変動によって必要とされる蒸気量に変動する場合などには、圧力信号によって制御することを特徴とする特許請求の範囲第1項乃至第12項のいずれか1つに記載の流動床ボイラの制御方法。

14 a 主流動床と、異なつた量の流動化用ガスを供給するようになっている分散手段54、

55、56とを含む流動床主燃焼室と、

b 熱回収床と散気手段とを備えた熱回収室と、

c 前記主流動床と前記熱回収床とを分離し、前記主流動床と熱回収床とをその上端及び下端に

において連通させる傾斜仕切壁58と、

d 前記熱回収床に設けられ、受熱流体を通した伝熱面手段65と、

e 前記熱回収室の下部には、散気手段が配設されていると共に、熱回収室底部には、流動媒体が熱回収室から前記流動床主燃焼室に向かつて下方に移動するように開口部が設けられており、

f 前記傾斜仕切壁の下方の前記分散手段は、前記分散手段の他の部分の質量速度よりも大きい質量速度を与え、

g 前記傾斜仕切壁は、その水平方向投影長さが当該炉底部水平長さの $1/6 \sim 1/2$ の長さに形成され、

15 ていることを特徴とする流動床ボイラ。

15 前記分散手段は、流動床主燃焼室の底部に設けられていることを特徴とする特許請求の範囲第14項記載の流動床ボイラ。

16 前記熱回収室は、前記傾斜仕切壁と流動床主燃焼室の側壁の間、又は、二つの傾斜仕切壁の背面側の間に形成されていることを特徴とする特許請求の範囲第14項又は第15項記載の流動床ボイラ。

17 前記散気手段は、前記熱回収室の下部で前記傾斜仕切壁の背面側に設けられていることを特徴とする特許請求の範囲第14項乃至第16項のいずれか1つに記載の流動床ボイラ。

18 前記傾斜仕切壁は、水平に対して $10^\circ \sim 60^\circ$ 度傾斜していることを特徴とする特許請求の範囲第14項乃至第17項のいずれか1つに記載の流動床ボイラ。

19 前記傾斜仕切壁は、水平に対して $25^\circ \sim 45^\circ$ 度傾斜していることを特徴とする特許請求の範囲第14項乃至第18項のいずれか1つに記載の流動床ボイラ。

20 前記傾斜仕切壁は、水平方向投影長さが前記炉底部の水平方向長さの $1/4 \sim 1/2$ であることを特徴とする特許請求の範囲第14項乃至第19項のいずれか1つに記載の流動床ボイラ。

技術分野

この発明は、石炭、無煙炭、選炭スラッジ、オイルコークス、パーク、パガス、産業廃棄物、都市ごみその他の燃焼物を、いわゆる旋回流型流動床により燃焼すると同時に流動層から熱を回収す

るための装置、ならびに回収熱量の制御、および流動床主燃焼室温度を一定に保つための熱回収室散気風量および燃料供給量を制御する方法に関する。

背景技術

従来、旋回流型流動床式燃焼炉としては特公昭51-46988号公報及び特公昭62-5242号公報記載のものが知られている。

これらの従来の旋回流型流動床式燃焼炉の一例を第1図に基いて説明する。

燃焼炉1の炉内底部には流動媒体流動化用の空気分散板2が備えられている。該空気分散板2は、給塵装置3が設けられている壁側が高くなるよう傾斜しており、燃焼物供給装置が設けられているのと反対側下部には不燃物排出口4が接続されている。

ブロー8から送られた流動化用空気は、空気室5, 6, 7を経て空気分散板2から上方に噴出せしめて流動媒体を流動化させる。

各空気室から噴出せしめる流動化用空気の質量速度は流動層を形成するのに十分な大きさを有するが、空気室7から噴出する質量速度が最も大きく、空気室5から噴出する質量速度が最も小さくなるように選ばれる。

例えば空気室7より噴出する流動化用空気の質量速度は4~20Gmf、好ましくは6~12Gmf、空気室6から噴出する流動化用空気の質量速度は3~10Gmf、好ましくは4~6Gmf、空気室5から噴出する流動化用空気の質量速度は1~4Gmf、好ましくは1~2.5Gmfの範囲内の速度から選ばれる。

1Gmfは流動化開始質量速度である。

この値を境として流動媒体は、固定層と呼ばれる静的状態から、流動層と呼ばれる動的状態に変化する。

空気室の数は第1図に示されている例では3室示されているが、これは2室でも或いは4室以上でも任意の数が選ばれ、流動化用空気の質量速度は、不燃物排出口4に近いものを大に、遠いものを小になるようにする。

不燃物排出口4に近い方の空気室7から6の直上に、流動化用空気の上向き流路をさえぎり、流動化用空気を燃焼物供給装置3の方向に転向せしめる反射壁としての傾斜壁9が設けられている。

傾斜壁9の上側は、傾斜壁9と反対の傾斜を有する傾斜面10が設けられ、流動媒体が堆積するのを防ぐようになっている。

空気分散板2の傾斜は燃焼物に不燃物が含まれる場合には5~15度程度が好ましいが、空気室から噴出せしめる空気量を調節することにより流動媒体を旋回流動せしめうるので、特に不燃物が少ない場合等には傾斜はなく水平にしてもよい。

傾斜壁9の表面は、平面、凸面、凹面の何れでもよい。炉内天井部11には、燃焼排ガス排出部12、焼却設備の運転に伴ない発生する液状廃棄物供給管13、冷却水供給管14等が設けられている。

燃焼炉1の作用について説明すると、ブロー8により流動用空気を送り込み、前に説明したように空気室7, 6, 5の順に質量速度の大なる流動化用空気を噴出せしめる。

通常の流動層においては、流動媒体は沸とうしている水の如く激しく上下に運動して流動状態を形成しているが、空気室5の燃焼物供給装置3を設けた壁側に近い部分の流動媒体は激しい上下動は伴わず弱い流動状態にある移動層15を形成する。この移動層の幅は上方は狭いが裾の方は、各空気室から噴出される空気の質量速度の差によつて広がっており、裾の方は空気室6或いは7の上方に達しているので大きな質量速度の空気の噴射を受け、吹き上げられ、裾の一部の流動媒体が除かれるので、空気室5上部の移動層15は自重降下する。そして、この層の上方には後述の如く旋回流16を伴う流動層からの流動媒体が補給され、これを繰り返して全体として旋回流動層が形成される。

空気室6から7の上に移動した流動媒体は上方に吹き上げられるが、傾斜壁9に当たり反射転向して燃焼物供給装置を設けた壁側に向つて上昇旋回し、前述の移動層15の頂部に移動した後、徐々に降下し、裾に至つて再び吹き上げられて循環する。

このような状態の燃焼炉1内に燃焼物供給装置3から下降移動層15の頂部付近に投入された燃焼物は、下降移動層に巻き込まれて下方に移動する。

従つて、従来の流動層における如く、発熱量が高く、軽い紙等が流動層上で燃焼して流動媒体の

加熱に大きく貢献することなく燃焼するようなことを防ぎ、確実に下降移動層 15 及び旋回流動層 16 中で燃焼を行なわせうるので流動媒体の加熱を効果的に行なうことができる。

燃焼物と共に供給された不燃物は、先ず下降移動層 15 中を下降すると共に横方向に移動するが、この間不燃物に付着したり、一体に組み込まれている可燃物（例えば電線の被覆など）は燃焼してしまう。裾に達した不燃物は流動媒体の横移動と空気分散板 2 の傾斜によつて不燃物排出口 4 に達し、垂直路 17、不燃物排出コンベヤ 18 により排出され振動篩 19 で流動媒体を篩分けた後排出される。

篩分けられた流動媒体或いは新らしい流動媒体はエレベータ等の搬送手段 20 により燃焼炉 1 に供給される。

つぎに従来の旋回流型流動床式燃焼炉の他の例を第 2 図に基いて説明する。

第 2 図に示す如く、燃焼炉の炉内底部に流動化用空気の分散板 22 が備えられている。空気分散板 22 は両側縁部が中央部より低く、炉の中心線 42 に対してほぼ対称な山形断面状（屋根状）に形成されており、両側縁部には不燃物排出口 24 が接続されている。

ブロワ 28 から送られた流動化用空気は、空気室 25、26、27 を経て空気分散板 22 から上方に噴出せしめられる。両側縁部の空気室 25、27 から噴出する流動化用空気の質量速度は流動層を形成するのに十分な大きさを有するが、中央部の空気室 26 から噴出する流動化用空気の質量速度は前者よりも小である。

例えば空気室 25、27 より噴出する流動化用空気の質量速度は 4~20Gmf、好ましくは 6~12Gmf の範囲内で選ばれるのに対し、空気室 26 より噴出する流動化用空気の質量速度は 0.5~3Gmf、好ましくは 1~2.5Gmf の範囲内で選ばれる。

空気室の数は 3 室以上任意の数が選ばれる。この場合、流動化用空気の質量速度は、中心に近いものを小に、両側縁部に近いものを大になるようにする。

両側縁部の空気室 25、27 の直上に流動化用空気の上向き流路をさえぎり、流動化用空気を炉内中央に向けて反射転向せしめる反射壁として傾

斜壁 29 が設けられている。

傾斜壁 29 の上側は、傾斜壁 29 と反対の傾斜を有する傾斜面 30 が設けられ、流動媒体が堆積するのを防ぐようになっている。

空気分散板 22 の傾斜は燃焼物が不燃物を含む場合には 5~15 度程度とするのが好ましい。

また、不燃物を含まない場合には傾斜させなくてもよい。

傾斜壁 29 の表面は、平面、凸面、凹面何れでもよい。

炉内天井部 31 には、燃焼物供給装置 23 の出口 33 に連なる燃焼物投入口 34 が中央部の空気室 26 に対応するよう設けられており、また燃焼排ガス排出部 32 も設けられている。

傾斜壁 29 を、金属パイプによる壁面体とし、パイプ内に流動化用空気を通して予熱を行なつてもよい。

燃焼炉の作用につき説明すれば、ブロワ 28 により、流動化用空気を送り込み、空気室 25、27 からは大きな質量速度で、空気室 26 からは小さな質量速度で空気を噴出させる。

通常の流動層においては、流動媒体は沸とうしている水の如く激しく上下に運動して流動状態を形成しているが、空気室 26 の上方の流動媒体は激しい上下動は伴わず、弱い流動状態にある移動層を形成する。この移動層の幅は上方は狭いが、裾の方は左右の流動層部へ向かつて広がっており、裾の一部は両側縁部の空気室 25、27 の上方に達しているので、この部分で大きな質量速度の空気の噴射を受けて吹き上げられる。そして、裾の一部の流動媒体が除かれるので、空気室 26 の直上の層は自重で下降する。この層の上方には後述の如く旋回流 36 を伴う流動層からの流動媒体が補給される。これを繰り返して、空気室 26 の上方の流動媒体は、或る領域の部分がほぼひとまとめとなり、徐々に下降拡散する下降移動層 35 を形成する。

空気室 25、27 上に移動した流動媒体は上方に吹き上げられるが、傾斜壁 29 に当たり反射転向して炉の中央に向きながら上昇旋回し、炉内断面の急増に伴い上昇速度を失い、前述の下降移動層 35 の頂部に移動し、徐々に下降し、裾に至つて再び吹き上げられて循環する。一部の流動媒体は旋回流 36 として流動層の中で旋回循環する。

このような状態の燃焼炉内に、燃焼物投入口 3 4 から投入された燃焼物は下降移動層 3 5 の頂部に降下する。頂部付近においては流動媒体の流れは外側から中心に向かって集中する方向に流れるので、燃焼物はこの流れに巻き込まれて下降移動層 3 5 の頂部にもぐり込まれる。従つて、紙の如き軽いものでも確実に下降移動層 3 5 の中に取り込まれるので従来の流動層における如く、紙が砂上で燃焼して流動媒体の加熱に大きく貢献することなく燃焼するようなことを防ぎ、確実に下降移動層 3 5 及び旋回流動層 3 6 の中で燃焼して流動媒体の加熱を効果的に行なうことができる。

下降移動層 3 5 の中では部分的に熱分解が行なわれ可燃ガスが発生する。本例においては発生した可燃ガスは流動媒体の沈降・拡散に伴つて水平方向に拡散し、流動層内部にて燃焼するので、その熱は流動媒体の加熱に有効に役立つ。

下降移動層 3 5 の表面にびん、金属塊などの如き重くかつ大きな物体が供給されたとしても、これらの物体は瞬時に空気室 2 6 の上まで落下することなく、下降移動層 3 5 に支えられて、流動媒体に流れと共に不燃物排出口 2 4 に向つて徐々に下降する。

そのため、可燃物はかなりの大きさのものでも、下降移動層 3 5 の中で徐々に下降しているうちに乾燥、ガス化、燃焼が行なわれ、裾に達するときには大半が燃焼して細片化しているので、流動層の形成を阻害することがない。

従つて、燃焼物は予め破砕機で破砕をしなくとも、燃焼物供給装置 2 3 で破袋する程度で差支えなく、破砕機や破砕工程を省略しコンパクトな装置とすることができる。

また、下降移動層 3 5 に投入された燃焼物は速やかに流動媒体中に拡散するので燃焼効率が增大する。

燃焼物供給装置 2 3 を通過して供給された中寸法の不燃物は、先ず下降移動層 3 5 の中を下降横移動するが、この際不燃物に付着したり、一体に組まれている可燃物（例えば電線の被覆など）は燃焼してしまう。裾に達した不燃物は流動媒体の横移動と空気分散板 2 2 の傾斜によつて不燃物排出口 2 4 に達し、垂直路 3 7 に排出される。

ついでコンベヤ 3 8 によつて図示されていないが振動篩に選ばれ、流動媒体が分離される。

前記第 1 図及び第 2 図に示す旋回流型流動床式燃焼炉においては、流動媒体は通常径 1 mm 程度の粒状固体であり、ごみ等の焼却の場合には媒体温度 600~800℃、排ガスの温度 750~950℃の温度で運転される。

そして、排ガスはガス冷却室や空気予熱器で約 300℃まで冷却し、除塵した後煙突から放出されるか、或いは燃焼排ガス排出口の後流側に設けられた廃熱ボイラ、又はフリーボード部 2 1, 4 1 に挿入された U 型チューブの温水発生器等で熱を回収した後、更に熱を回収し又は冷却しそして除塵して煙突から放出されている。

また、燃焼物の発熱量が大きい場合には流動媒体が所定の温度以上に、例えば 800℃以上に加熱される場合、燃焼物にアルカリ金属化合物等が含まれていると流動媒体が焼結して運転不能となるおそれがあるため、流動媒体に水を散布して流動媒体の温度を所定の温度に下げることが行なわれている。

そこで、このような場合、流動媒体中に伝熱管を挿入することにより流動媒体の保有する熱量を回収することも考えられるが、流動層中に多数の伝熱管を挿入すると、不燃物等により流動が妨げられることとなる外、流動媒体による伝熱管の摩耗、或いは層内の熱回収が不要の場合にも、伝熱管の保護のために熱回収せざるを得ないので、融通がきかず實際上各種の問題があつた。

一方従来の、流動床ボイラには、伝熱部の配置と、流動層より飛び出した細かい未燃分の燃焼を考慮することの違いにより、次の 2 通りの型がある。

(1) 非循環流動床ボイラ（従来形流動床ボイラ又はバブリング式ボイラともいう）

(2) 循環流動床ボイラ

35 非循環式は流動層中に伝熱管を配し、高温で燃焼中の燃料並びに流動媒体の物理的接触により高い伝熱効率による効率の良い熱交換を行うのに対し、循環型は細かい未燃分やアツシユあるいは流動媒体の一部（循環ソリッド）を燃焼ガスの流れに乗せて、コンバスタとは独立して配置されている熱交換部に導き、未燃分の燃焼を継続させると共に、熱交換の終わった循環ソリッドをガスの一部と共にコンバスタに戻す方式で、燃焼ガスの一部並びに循環ソリッドが循環するのでこの名称が

つけられている。

(3) 内部循環型流動床ボイラ

内部循環型流動床ボイラにおいて、炉壁部から突出せしめた流動媒体の循環を助けるそらせ構造体と炉壁間に非流動化熱回収室を設けた流動層燃焼装置が英国特許第1604314号明細書に開示されている。しかしながら該明細書に記載された流動層燃焼装置における熱回収室から流動層燃焼室への流動媒体の移送は、熱回収室下部の燃料供給室から供給される燃料と混合して或いは単独に熱回収室下部の供給スクリーンの作動により行われるものである。

流動床ボイラでは、その燃焼方式の特性上極めて巾の広い性質の燃料を燃焼させることができるが、一方では短所も指摘されはじめている。パブリックタイプの短所としては負荷特性、燃料供給システムの複雑さ、脱硫のための多量の石灰石が必要であること、層内伝熱管の摩耗等が指摘され、それら固有の問題点を解決するものとして循環型が注目されているが、燃焼炉、サイクロンを含む循環系の温度を適正な値に保つには、今後さらに技術開発要素が残されており、またスケールアップや冷缶起動時間にも問題があるとされている。

発明の開示

本発明者らは、上記問題点を解決すべく種々検討していたところ、前記旋回流型流動床式燃焼炉において、傾斜壁の代りに空気分散板端部上方で、且つ炉壁の内側に傾斜仕切壁を設けて流動床主燃焼室を構成し、該傾斜仕切壁背面と炉壁との間、あるいは2つの傾斜仕切壁背面間（第14図参照）に、その上部および下部において流動床主燃焼室に連通せしめた熱回収室を設け、かつ熱回収室に加熱媒体を通じた伝熱管を挿入すると共に熱回収室下部で傾斜仕切壁の背面に沿って熱回収室散気装置を設けて、前記仕切壁の上部を越えて熱回収室に入り込んだ加熱された流動媒体を、前記散気装置から導入される散気風量を0～3Gmf好ましくは0～2Gmfの範囲内で制御し、該加熱された流動媒体の固定層ないしは沈降する移動層を形成せしめ、該加熱された流動媒体の熱を前記伝熱管中を流れる加熱媒体により回収することにより、伝熱管の摩耗が少ない流動化域にて、流動床主燃焼室内の熱を有効に回収しつつ、かつ流動床主燃焼室の温度を容易にコントロールしうるこ

とを見出だした。

そして、本発明者等は、上記傾斜仕切壁により熱回収室を設けた旋回流型流動床式燃焼炉、およびその熱回収ならびに燃料供給量の制御方法について更に研究を重ねた結果、前記傾斜仕切壁を水平に対し10度ないし60度、好ましくは25度ないし45度に傾斜させると共に、傾斜仕切壁の炉底への水平方向投影長さを当該炉底部水平長さの1/6ないし1/2の長さ、好ましくは1/4ないし1/2の長さに形成することにより流動床主燃焼室における加熱された流動媒体の良好な旋回流型流動床を形成しうると共に加熱された流動媒体の熱回収室への必要流入量を十分に行ないうること、ならびに熱回収室からの熱回収量を前記伝熱管に通された加熱媒体の熱量、例えば蒸気の流量、圧力、温度または温水等の温度等を、回収熱利用者側からの要求例えば蒸気圧力・蒸気温度の変化に応じて熱回収室散気装置から噴出せしめる空気量を制御することによって制御すると共に、回収熱利用者側からの要求または流動床主燃焼室の温度に基いて該燃焼室への燃料供給量を制御することにより熱回収室の沈降循環量を制御し回収熱利用者側の要求に十分に応じられるばかりでなく、流動床主燃焼室内の温度変化巾を、小さな範囲内に押える運転が可能であることを見だし、本発明をなすに至った。

即ち、本発明は、

- (1) 炉底部には、上方に向けて少なくとも一側が他側より大きい質量速度で流動化用空気を噴出させる空気分散板を備えと共に、質量速度の大きい空気噴出部上方に該部分から噴出する流動化用空気の上向流をさえぎり、且つ該流動化用空気を質量速度の小さい空気噴出部上方に向けて反射転向せしめる傾斜仕切壁を設けて流動床主燃焼室を構成し、該傾斜仕切壁と炉壁との間、あるいは2つの傾斜仕切壁間に熱回収室を形成せしめ、熱回収室内には受熱流体を通じた伝熱面を配備すると共に、熱回収室内の下部で傾斜仕切壁の背面側には熱回収室散気装置を設け、該熱回収室はその上部および下部において流動床主燃焼室に連通せしめられた内部循環型流動床ボイラであつて、前記傾斜仕切壁は水平に対し10度ないし60度に傾斜させ、その水平方向投影長さを当該炉底部水平長さの1/6ないし

1/2の長さに形成し、前記空気分散板からの噴出空気量を制御して質量速度の小さい空気噴出部上方には流動媒体が沈降拡散する移動層を形成し、質量速度の大きい空気噴出部上方においては流動媒体が活発に流動化し前記移動層上部に向つて旋回せしめることにより旋回流動床を形成せしめると共に、流動媒体の一部が前記傾斜仕切壁の上部を越えて熱回収室に入り込むようにし、前記熱回収室散気装置から噴出する散気風量を制御して熱回収室内の流動媒体を移動層の状態で沈降循環させるようにしたことを特徴とする内部循環型流動床ボイラ。

ならびに

- (2) 炉底部には、上方に向けて少なくとも一側が他側より大きい質量速度で流動化用空気を噴出させる空気分散板を備え、質量速度の大きい空気噴出部上方に該部分から噴出する流動化用空気の上向流をさえぎり、且つ該流動化用空気を質量速度の小さい空気噴出部上方に向けて反射転向せしめる傾斜仕切壁を設けて流動床主燃焼室を構成し、該傾斜仕切壁と炉壁との間、ならびに2つの傾斜仕切壁背面間に熱回収室を形成せしめ、熱回収室内には受熱流体を通じた伝熱面を配備すると共に、熱回収室内の下部で傾斜仕切壁の背面側に熱回収室散気装置を設け、該熱回収室はその上部および下部において流動床主燃焼室に連通せしめられた内部循環型流動床ボイラであつて、前記空気分散板からの噴出空気量を制御して質量速度の小さい空気噴出部上方には流動媒体が沈降拡散する移動層を形成し、質量速度の大きい空気噴出部上方においては流動媒体が活発に流動化し前記移動層上部に向つて旋回せしめることにより旋回流動床を形成せしめると共に、流動媒体の一部が前記傾斜仕切壁の上部を越えて熱回収室に入り込むようにし、前記熱回収室散気装置から散気空気を噴出せしめて熱回収室内の流動媒体を移動層の状態で沈降循環させるようにするとともに、熱回収室からの回収熱量を、発生蒸気・温水等の回収熱の利用側からの要求に応じて熱回収室散気装置から噴出するガス量を制御することによつて制御し、かつ、流動床主燃焼室の温度に基いて該燃焼室への燃料供給量を制御することを特徴とする内部循環型流動床ボイラの制

御方法。

図面の簡単な説明

第1図および第2図は従来の旋回流型流動床式燃焼炉を説明するための断面図、第3図は本発明の原理を説明する概念図、第4図は本発明の概略の構成を説明するための内部循環型流動床ボイラの断面図、第5図は流動床主燃焼室における傾斜仕切壁下部の流動空気量(Gmf)と流動媒体循環量の関係を示す図、第6図は熱回収室散気風量(Gmf)と熱回収室の下降移動層沈降速度の関係を示す図、第7図は、従来のバブリング式ボイラにおける流動化質量速度(Gmf)と総括熱伝達係数の関係を示す図、第8図は本発明による内部循環型流動床ボイラにおける熱回収室散気風量(Gmf)と総括熱伝達係数の関係を示す図、第9図は流動化質量速度と伝熱管の摩耗速度、の関係を示す図、第10図、第11図は蒸気流量がステップ変化した場合、これに応じて熱回収室散気風量を制御しない場合とした場合における燃料供給量、蒸気圧力、流動床温度の経時変化を示す図、第12図は蒸気流量をランプ変化した場合の同様の経時変化を示す図、第13図、第14図は本発明の他の実施例を説明するための内部循環型流動床ボイラの断面図、第15図は本発明の他の実施例を説明するための、特に小型ボイラ向けの内部循環型流動床ボイラの側面断面図、第16図は第15図の実施例において、矢印A-Aで切った平面断面図であり、特に丸型のパッケージボイラに適用した場合の内部循環型流動床ボイラの平面断面図を示す図、第17図～第19図は、炉底部水平長さ l と傾斜仕切壁の水平方向投影長さ ℓ の関係による流動床主燃焼室の流動パターンを示した図である。

以下、図面に基いて本発明を詳しく説明する。

第3図において、炉51内底部にはブロワ57により流動化用空気導入管53から導入される流動化用空気分散板52が備えられ、この分散板52は両側縁部が中央部より低く、炉51の中心線に対してほぼ対称的な山形断面状(屋根状)に形成されている。そして、ブロワ57から送られる流動化用空気は、空気室54、55、56を経て空気分散板52から上方に噴出せしめられるようになっており、両側縁部の空気室54、56から噴出する流動化空気の質量速度は、炉51内の流

動媒体の流動層を形成するのに十分な速度とするが、中央部の空気室55から噴出する流動化用空気の質量速度は従来例の説明において説明したのと同様に前者よりも小さく選ばれている。

両側縁部の空気室54、56の上部には、流動化用空気の上向き流路をさえぎり、空気室54、56から噴出される流動化用空気を炉51内中央に向けて反射転向させる反射壁として、傾斜仕切壁58が設けられ、この傾斜仕切壁58と噴出する流動化用空気の質量速度の差により図面中矢印で示す方向の旋回流が生ずる。一方この傾斜仕切壁58の背面と炉壁間に熱回収室59が形成され、運転中に流動媒体の一部が傾斜仕切壁58の上部を越えて熱回収室59に入り込むように構成されている。

本発明においては、この傾斜仕切壁の傾斜部分は、水平に対して10度ないし60度、好ましくは25度ないし45度傾斜させて設けると共に、その炉底に対する水平方向投影長さ ℓ を当該炉底部水平長さ L の1/6ないし1/2の長さ、好ましくは1/4ないし1/2の長さに形成される。

この傾斜仕切の水平に対する角度及び水平方向投影長さは何れも流動床主燃焼室における流動媒体の流動状態ならびに熱回収室に入り込む粒子の量に影響を与える。なお、 L と ℓ の意義、及び流動媒体の流れの様子のみを記載した図面を第17図に示す。

一方傾斜部分の角度が水平に対し10度より小さくてもあるいは60度より大きくても良好な旋回流が形成されず燃料の燃焼状態が悪くなる。この角度は25度ないし45度が好ましく、特に約35度の角度で設置するのが好ましい。

また傾斜仕切壁の炉底に対する水平方向投影長さ ℓ が当該炉底部の長さ L の1/2より大きい場合第18図に示すように傾斜仕切壁により反射転向させられた流動媒体の炉中心部への落下量が少なく、炉中心部の移動層の形成状態が悪くなり、炉中心部に投下される燃料の沈降・拡散状態が悪くなる。

一方、第19図に示すように、傾斜仕切壁の炉底に対する投影長さ ℓ が炉底部水平長さ L の1/6より小さい場合も燃焼室における流動媒体の旋回流の形成、特に炉中心部における移動層の形成状態が悪化し、前と同様燃料の呑み込み拡散効果が

悪くなるとともに熱回収室への流動媒体の反転流も不十分となる。

つぎに、熱回収室59の下部で、傾斜仕切壁58の背面側にはブロワ60から導入管61を経て空気等のガスを導入する熱回収室散気装置62が設けられ、熱回収室59の該散気装置62を設置した近傍には開口部63が設けられ、熱回収室59に入り込んだ流動媒体は、運転状態によつて連続的又は断続的に移動層を形成しつつ沈降し、開口部63から燃焼部へ循環する。

第4図は第3図の原理に基づいた実施例を示すものである。

熱回収室における流動媒体の沈降循環量は熱回収室散気風量、燃焼部の流動化用空気風量によつて制御される。すなわち、流動媒体が熱回収室59に入り込む量 G_1 は第5図に示すように燃焼部を流動させるために空気分散板52から噴出する流動化用空気、特に端部の空気室54、56から噴出する流動化用空気の量を増やすと、増加する。また、第6図に示すように熱回収室散気風量を0~1Gmfの範囲で変化させると、熱回収室内を沈降する流動媒体量は、ほぼ比例して変化し、熱回収室散気風量が1Gmf以上の場合にはほぼ一定となる。この一定となる流動媒体量は熱回収室に入り込む流動媒体量 G_1 にほぼ等しく熱回収室内を沈降する流動媒体量は G_1 に応じた量となる。この両風量を調節することにより熱回収室59内を沈降する流動媒体の沈降量は制御される。

0~1Gmfの固定層の範囲において流動媒体が沈降するのは、熱回収室と流動床主燃焼室との流動媒体の重量差（流動層高差）によるものであり、1Gmf以上では流動媒体層高は移動層部が若干高いか、ほぼ同一となる。そして、この循環流を補佐するものが傾斜仕切壁による十分な流動媒体量の熱回収室への反転流である。

ここで、流動層高と流動媒体循環量（該反転流）の関係について詳しく説明する。

流動層表面が傾斜仕切壁上端より低い位置にある場合傾斜仕切壁に沿つて下より上昇する空気流は傾斜仕切壁によつて方向性を与えられ、傾斜仕切壁に沿つて流動層より噴出し、それに伴ない流動媒体も方向性を与えられて噴出する。噴出した空気流は流動層内と異なり流路内に充填されていた流動媒体が無くなり流路断面が急激に広がると

ころから噴流も攪散し数 m /秒以下の流速のゆるやかな流れとなつて上方に排気され、従つて同伴されていた流動媒体は、その流速によつて運ばれるには粒径が1mm前後と大きいと、重力や排ガスとの摩擦により運動エネルギーを失ない落下する。

ところで、流動層表面が、傾斜仕切壁の上端より上にある場合には、仕切壁によつて寄せ集められた流動化空気の一部は旋回流型流動床炉同様に方向性を持つて反射仕切壁に沿つて吹き出すが、もう一部は気泡の破裂による突沸現象により火花のように反射仕切壁上端よりほぼ直上に沸出し全周囲に落下する。そのため流動媒体の一部は、傾斜仕切壁の背面、即ち熱回収室へ大量にはいりこむことになる。

即ち、反射仕切壁の上端より上にある程傾斜仕切壁による噴出流動媒体の方向性は真上方向に近くなる。そのため反射仕切壁の上端を少し越えた程度の場合が流動媒体の熱回収室へはいり込む量が大となる。

第5図に、流動床主燃焼室における傾斜仕切壁下部の流動空気量と熱回収室に循環される流動媒体循環量との関係を示す。

例えば L_1 の状態で運転していて、流動媒体の摩耗により飛散して流動層高が下がると、流動媒体循環量は一気に、例えば1/10以下に少なくなり、必要な熱回収が行なえないという状態に陥る。そこで重要になってくるのが該流動空気量であり、4Gmf以上好ましくは6Gmf以上であれば流動層高が変化しても、 G_1/G_0 は1以上となり必要十分量の流動媒体循環量が得られるわけである。

また、熱回収室底部の散気装置から噴出される空気の質量速度が0~3Gmf、好ましくは0~2Gmfとし、傾斜仕切壁下方の空気分散板から噴出する流動化用空気の質量速度が4~20Gmf、好ましくは6~12Gmfとすることにより、つまり、燃焼室側を熱回収室側より常に大きな値とすることにより、流動媒体の熱回収室から流動床主燃焼室への戻り量を十分に確保することができる。

また、熱回収室の移動層について補足すると、学術的な表現では0~1Gmfが固定層であり、1Gmf以上を流動層というが、安定な流動層を形

成するためには最低2Gmf以上必要なことは一般に知られている。一方本発明による常時沈降移動している移動層(moving bed)の場合には、1.5~2Gmf程度まではバブリングによる移動層の破壊を生じることなく、良好な沈降移動層を形成する。これは流動媒体粒子が振動するように沈降・移動しながら細かく動いているため、流動用空気が小さな気泡となつて層上部へ均一に流れるからであると考えられる。

熱回収室59内には内部に受熱流体例えば蒸気・水等を通じた伝熱管85が配置され、熱回収室を下方に移動する流動媒体と熱交換を行なうことにより流動媒体から熱を回収するようになっている。熱回収部での伝熱係数は熱回収室散気風量を0~2Gmfまで変化させると第8図に示すように大きく変化する。

ここで、熱回収室における移動層の形成による負荷応答特性等の特性を説明する。

一般的な総括熱伝達係数と流動化速度の関係を第7図に示す。流動化速度0~1Gmfの間での総括熱伝達係数の増加はわずかであり、1Gmfを越えた時点で急激に増加する。本現象を利用した流動床ボイラのターンダウン法として、Wing Panel Typeが紹介されているが(DOE Report, 6021(2), 655~663(1985))、流動化速度の変化による熱伝達係数はinsensitive(固定層) or too sensitive(流動層)と紹介されている。

なお、外国での特許明細書によると、本技術と同じように燃焼室と熱回収室とを区分したものがいくつか見られるが、仕切の構成は全て垂直であり、熱回収室の流動媒体は固定層と流動層への変化であり、熱回収量小の時は固定層、熱回収量大の時は流動層となつて下から上へ噴き上げる方法が主である。これは、垂直仕切りでは、傾斜仕切りのような反転流が生じにくいと、燃焼室と熱回収室を共に流動状態(水のような状態)にして両者の流動媒体を交流せざるを得ないことによる。

熱回収室移動層における総括熱伝達係数と熱回収室散気風量の関係を第8図に示す。第8図に示すようにほぼリニアに変化するため、熱回収量、流動層主燃焼室温度が任意に制御可能となる。しかもその制御は熱回収室散気風量の変化だけで容易に行なえる。

また、層内伝熱管の摩耗速度は流動化速度の3乗に比例すると言われており、その関係を図示したものが第9図である。すなわち、熱回収室の移動層に吹き込まれる散気風量を0~3Gmf、好ましくは0~2Gmfにすることにより、伝熱管の摩耗の問題も解消できる。

熱回収量を制御するためには、前述のように、流動媒体循環量を制御すると同時に熱伝達係数を制御する。すなわち、流動床主燃焼室の空気室54、56における流動化ガス量を一定とすれば、熱回収室の散気風量を増加させると、流動媒体循環量が増加すると同時に熱伝達係数が増加し、相乗効果として熱回収量は大幅に増加する。このことは、流動層中の流動媒体の温度の面から考えれば、流動媒体の温度が所定の温度以上に上昇するのを防ぐ効果にあたる。

熱回収室59に散気ガスを導入する手段としては種々の装置が考えられるが、一般的には熱回収室を有効に利用するため傾斜仕切壁の背面(熱回収室側)に傾斜させて設置される。

また散気装置において、散気空気を噴出する開口は、先端部に行く程(流動媒体層高が浅くなる程)小さくし、散気空気が先端部にて多量に噴き出すことを防止する。

その開口の大きさは、散気風量2Gmfで散気装置62の全長にわたってほぼ均一な散気風量を出すように開口を決めるのが好ましい。すなわち、この時が、熱回収室の全ての伝熱面が最高の熱回収量を得ることができ、しかも伝熱面の摩耗も全ての伝熱面において、摩耗速度を小さくすることができるからである。

第4図において、66は炉51上部に設けられた燃焼物投入口、67は気水ドラムで図示してないが熱回収室59内の伝熱管65と循環路を形成している。また、69は炉51底部の空気分散板52の両側縁部外側に接続された不燃物排出口で、70は逆ねじ方向に配設されたスクリーウ71を有するスクリーウコンベアである。

なお燃焼物投入口は、ボイラ上部に限らず、石炭等の場合にはボイラ側壁からスプレッド66'等により散布投入しても良い。

しかして、燃焼物投入口66又は66'より炉51内に投入された燃焼物Fは、流動化用空気により旋回流動している流動媒体と共に流動しながら

ら燃焼する。この時、空気室55の上方中央部付近の流動媒体は激しい上下動は伴わず、弱い流動状態にある下降移動層を形成している。この移動層の幅は、上方は狭いが裾の方は左右に拡散していき裾の一部は両側縁部の空気室54、56の上方に達している。この両空気室からの大きな質量速度の流動化用空気の噴射を受けて吹き上げられる。すると、裾の一部の流動媒体が除かれるので、空気室55の直上の層は自重で下降する。この層の上方には、後述のように流動層からの流動媒体が補給されて堆積し、これを繰り返して空気室55の上方の流動媒体は徐々に連続的に下降する移動層を形成する。

空気室54、56上に移動した流動媒体は上方に吹き上げられるが、傾斜仕切壁58に当って反射転向して炉51の中央に向かって旋回せしめられ、中央部の移動層の頂部に落下し、再び前述のように循環されると共に、流動媒体の一部は傾斜仕切壁58の上部を越えて熱回収室59内に入り込む。そして熱回収室59に堆積した流動媒体の沈降速度がおそい場合には、熱回収室の上部には安息角を形成し余剰の流動媒体は傾斜仕切壁上部から流動床主燃焼室に落下する。

熱回収室59内に入り込んだ流動媒体は、散気装置62から吹き込まれるガスによつて緩やかな流動が行われつつ徐々に下降する沈降循環層が形成され、伝熱管との熱交換が行われたのち、開口部63から流動床主燃焼室へ還流される。

この熱回収室59内で散気装置62から導入される散気空気の質量速度は0~3Gmf、好ましくは0~2Gmfの範囲内の値から選ばれる。

その理由は、第8図に示される如く2Gmf以下で熱伝達係数は最小から最大まで変化し且つ、第9図に示される如く摩耗速度が小さい範囲で制御できるからである。

また、熱回収室は炉51内の主燃焼領域外であり、還元性雰囲気のような強い腐食性領域ではないために、従来のものと比べて伝熱管65が腐食を受けにくく、また、前述のようにこの部分では流動速度も低いため、伝熱管65の摩耗も極めて少ない。流動化用空気の質量速度0~2Gmfの範囲において、実際には流動媒体温度及び粒径にもよるが、例えば800℃において空気速度は0~0.4m/秒(空塔速度)と極めて低速度である。

燃焼物中に流動媒体より大きな径の不燃物がある場合には、燃焼残渣は一部の流動媒体と共に炉底部のスクリーコンベア 70 より排出される。

また、熱回収室 59 内の伝熱は、流動媒体と伝熱管 65 との直接接触による伝熱に加えて、流動媒体の移動により不規則に振動しながら上昇するガスを媒体とした伝熱がある。後者は、通常のガス-固体間の接触伝熱に対し、伝熱の妨げとなる固体表面の境界層がほとんど存在せず、また流動媒体同志が移動によつてよく攪拌されるために、静止媒体と異なり粉体の中での伝熱が無視できるように、極めて大きな伝熱特性を示す。したがつて、本発明の熱回収室においては、通常の燃焼ガスボイラに比較して10倍近い熱伝達係数をとることができる。

このように、流動媒体と伝熱面との伝熱現象は流動の強弱に大きく依存しており、散気装置 62 から導入するガス量の調節により流動媒体循環量も調節でき、且つ、移動層による熱回収室 59 を炉内において主燃焼室から独立させることで、コンパクトでかつターンダウン比が大きくて制御容易な流動層による熱回収装置とすることができる。

石炭や石油コークスのように燃焼速度の遅い燃焼物を燃料として用いたボイラにおいては、蒸発量を急に变化させたくとも燃焼速度に見合った速度でしか変化できない場合が多く、バブリング式ボイラにおいては流動層温度を介して熱回収を行なうためにそれより更に劣る。

しかしながら、本発明においては熱回収室における伝熱量を、熱回収室散気量を変化させることにより、瞬時に数倍ないし数分の一に変化させることができる。従つて、燃焼物供給量変化による流動層への入熱量変化は燃焼速度に左右されるため、時間遅れを生じるけれども、本発明の熱回収室における流動媒体からの熱回収量は熱回収室散気量で急速に変化させることができ、入熱量と熱回収量の応答速度の差を流動媒体の温度の一時的な温度変化として、流動層を形成する流動媒体の顕熱蓄熱能により吸収できる。このため熱を無駄なく利用することができ、従来の石炭だきボイラの類にはなかつた追従性の良い蒸発量制御が可能となる。

なお、前記の不燃物排出口 69 の位置は、例え

ば図示例のように熱回収室 59 の傾斜仕切壁 58 の下部の開口部 63 並びに炉 51 内の空気分散板の両側縁部に接するように位置せしめるのがよいが、これに限定されるものではない。

第4図においては、空気分散板 52 を山形としたが、空気室 54, 58 から噴出する流動化空気量を4Gmf以上とすれば、傾斜仕切壁の作用により流動層主燃焼室に旋回流を形成することができるため、石炭のような不燃物含有量の少ない燃焼物を燃焼させる場合には空気分散板 52 は水平でも良い。また不燃物排出口は省略しても良い。

以上述べたように本発明の流動床ボイラの熱回収性能は極めて優れたものであるが、つぎに本発明のボイラの制御方法について説明する。

即ち、本発明においては、熱回収室からの熱回収量は回収熱の利用者側の要求に応じて熱回収室散気装置から噴出するガス量を制御することにより制御し、かつ、流動床主燃焼室の温度は該燃焼室の温度又は蒸気圧力に基いて燃料投入量を制御することにより行うものであるが、本発明のボイラは熱伝達係数が任意に調整でき、かつ熱回収量の変化は流動媒体の顕熱の変化として吸収しうるので利用者側の要求に直ちに応答できると共に安定した状態でボイラを運転できる。

第4図に基いて説明すると、例えば伝熱管 65 から引き出される蒸気の温度が不足した場合には、蒸気引出し管 90 上の温度検出機 91 で検知された温度に基いて熱回収室散気装置への散気用空気調整用バルブ 93 の開度制御器 92 によりバルブ 93 を開の方向に制御し、散気用空気の吹込み量を大とすることにより熱回収量を増加し、蒸気の温度を利用側の要求する温度まで引上げる。

また、流動層の温度を温度検出器 94 により検知し、該温度に基いて流動床主燃焼室への燃料供給量及び/又は空気室 54, 55, 56 への空気供給量を制御することにより流動層主燃焼室の温度が一定範囲内でコントロールされる。

また、別の方法では、例えば使用者側の負荷変動で必要蒸気量が変化した場合、蒸気圧力が最も速く追従して変化するため、この圧力信号によつて流動床主燃焼室への燃料供給量を制御するという方法もとられる。

蒸気流量を70%から100%に+30%のステップ変化をした場合の応答特性を第10図及び第11

図に示す。

第10図は蒸気流量の+30%のステップ変化があつたにもかかわらず熱回収室散気装置からの風量を一定に保つた場合の試験結果を示し、第11図は蒸気流量の+30%のステップ変化に対応して熱回収室散気風量を制御した場合の試験結果を示すものであるが、両者の対比から本発明に従つて蒸気流量の変化に伴つて熱回収室散気風量を制御した(第11図)場合、第10図に示される従来法に比し流動層温度及び蒸気圧力は、短時間で設定値におさまリ、さらにその間の変動幅も小さいことがわかる。

なお、第11図に示される本発明によつて制御を行つた場合の変動幅は流動層温度が約±12℃、蒸気圧力が約±0.3kg/cm² (0.029MPa) 以下であつた。

つぎに蒸気流量-60%ランプ変化の場合、これに応じて本発明により熱回収室における散気風量を制御した場合の応答特性を第12図に示す。この場合も流動層温度はほとんど一定で、蒸気圧力の変動も小さいことがわかる。

つぎに第13図に基いて本発明の他の実施例を説明する。第13図に示す実施例は、第1図に示す1つの旋回流動層を有する炉に本発明を適用した場合の実施例を示すもので各符号は第3図において説明したのと同じ意味を有し、その作用は第3図において説明したのと同じである。

第14図は大型のボイラが必要となつた時の実施例を示す。第14図に示す実施例は第4図に示す内部循環型流動床ボイラを2つ合わせた形で構成したものである。

第4図第14図に示す如く天井に設けられた投入口から燃料を投入することで無理なく運転できるが、石炭等数十ミリメートル程度以下の固体燃料を燃焼せしめる場合には、天井部から投入せずに、燃焼部側壁の流動層表面よりは高いが低目の位置から回転羽根によりはね飛ばす形式等スプレッドにより燃焼部に投入する方法が好ましい。

従つて、石炭等固体燃料専焼炉として用いる場合には、天井投入口は設けずに上述のスプレッドのみとしてもよく、また粗大物を含む燃焼物は天井の投入口から投入し、固体燃料は上述のスプレッドから供給して混焼したりすることも出来る。

以上説明してきた内部循環型流動床ボイラは主

とした中～大型のボイラに適用されるのが好ましく、小型のパッケージボイラの場合はよりコンパクト化することが要求されるのでその実施例を第15図に示す。すなわち、第15図に示す実施例では、第4図に示す層内伝熱管85をほぼ垂直に配置するとともに、熱回収室上部に設けられた排ガス対流伝熱部に延長し、これら伝熱管群を上部水室91と下部水室92を連結するように兼用一体化構成したものである。

このように、流動床主燃焼室上部のフリーボード部及び熱回収室の周囲にほぼ垂直な蒸発管を複数配置することにより、ボイラ本体の強度部材として使用できるのみならず、層内伝熱管を含めた伝熱管内流体は自然循環とすることができ、強制循環ポンプや配管等の附属機器が不要となる。

そして、流動床ボイラと排ガスボイラが一体構造となるため小型で安価な内部循環型流動床ボイラが可能となる。

本構成・機能を更に詳しく述べると、流動床主燃焼室で燃焼後生成した排ガスは燃焼室上部フリーボードを上昇した後、周囲に形成された伝熱管群へ上部から入り伝熱管に対してほぼ直交流の流れでもつて下部方向へ熱交換されながら下降していく。この時バツフルプレート93による慣性一重力集塵により捕集された未燃灰の一部を熱回収室の移動層部へ落下させることにより、熱回収室移動層における未燃灰滞留時間が長いため未燃灰が完全に燃焼し、燃焼効率が高くなる。

これは、未燃カーボンの燃焼時間が長い石炭の場合特に有効であるが、石炭以外で、未燃灰があまり飛散しない場合にはこの未燃灰リサイクルは特に必要としない。

また燃料投入口は例えば図示されるように上部投入方式とすると、二次燃焼用空気は燃料投入口周囲から流動床主燃焼室に向けて吹き込むのが良い。このようにすることにより二次空気のエアカーテン効果により、微粉炭等の細かな燃料粒子が燃焼排ガスに同伴して飛散するのを防ぐとともに、フリーボード部で効果的な攪拌・混合作用を行うため、二次空気中の酸素と排ガス中の未燃燃料との接触が十分に行なえ燃焼効率の向上、低NO_x、低CO等の効果も得られる。

第16図は第15図の矢印A-Aで切つた平面断面図であり、特に丸型の例で示したものであ

る。小型パッケージボイラの場合第16図のように特に丸型でなくても良いが、丸型のほうが、伝熱管の配列等の製作が容易である。

なお、第4図、第13図、第14図等の実施例では構成上矩形が好ましい。

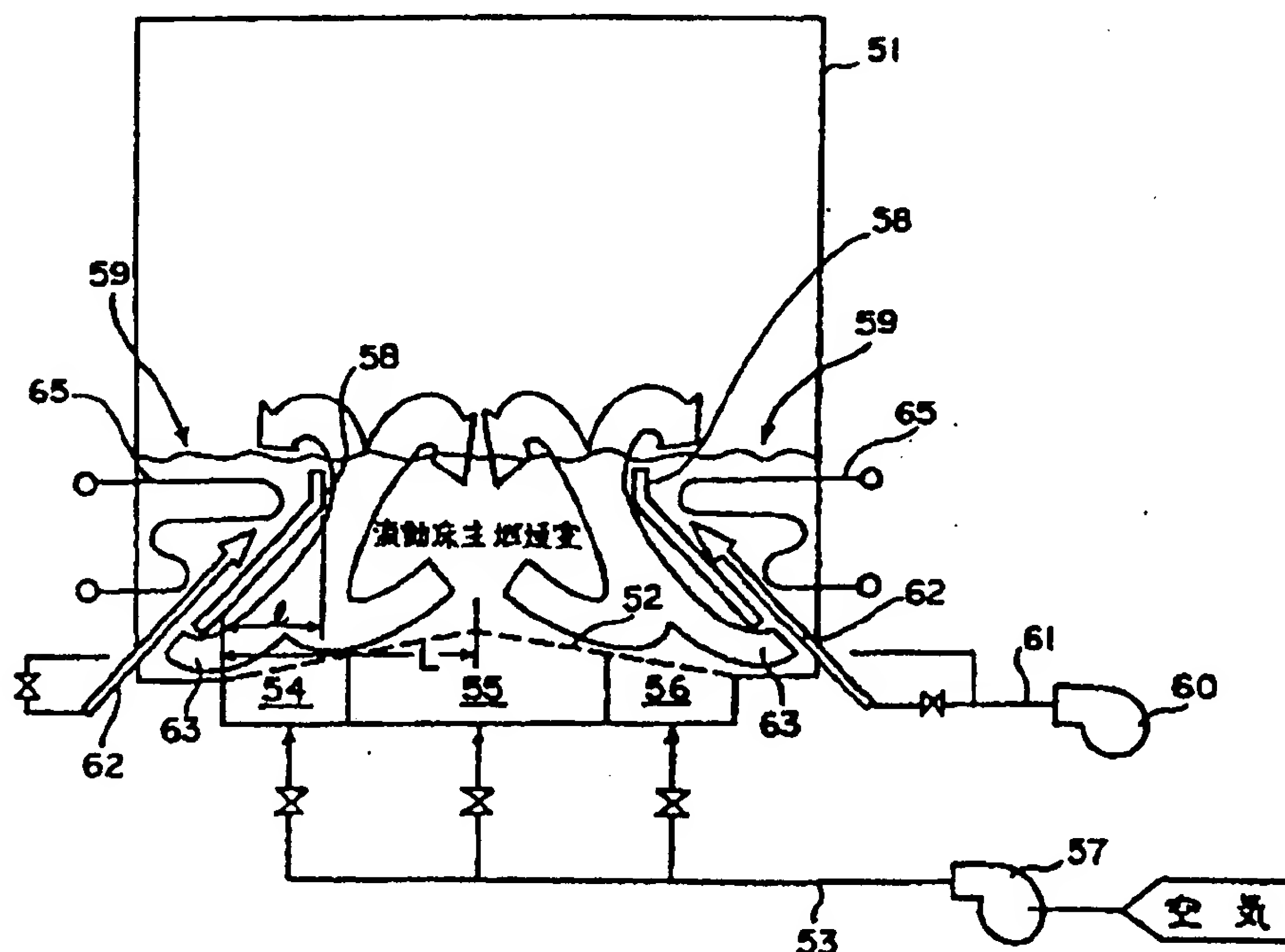
本発明の作用効果をまとめて記載すると次のとおりである。

- ① 仕切壁が傾斜しているので、仕切壁の背面側に設けた熱回収室散気装置62から噴出せしめる空気量を調節することにより熱回収室内の流動媒体を移動層の状態で沈降循環させることが出来ると共にその循環量を制御することが出来、熱回収量を自由に制御することができる。また、熱回収室散気装置62から噴出せしめる空気量を0とすることにより熱回収室内の流動媒体を静置状態とすることができる。
- ② 熱回収室と流動床主燃焼室の画壁が傾斜仕切壁であると共に、傾斜仕切壁下部から噴出せしめられる流動用空気の質量速度が大であるため、流動床主燃焼室から熱回収室への流動媒体の流入量を大とすることができる。
- ③ 熱回収室散気装置から熱回収室に吹き込まれる空気のGmfに比し、熱回収室下部開口部付近の主燃焼室に吹き込まれている空気のGmf

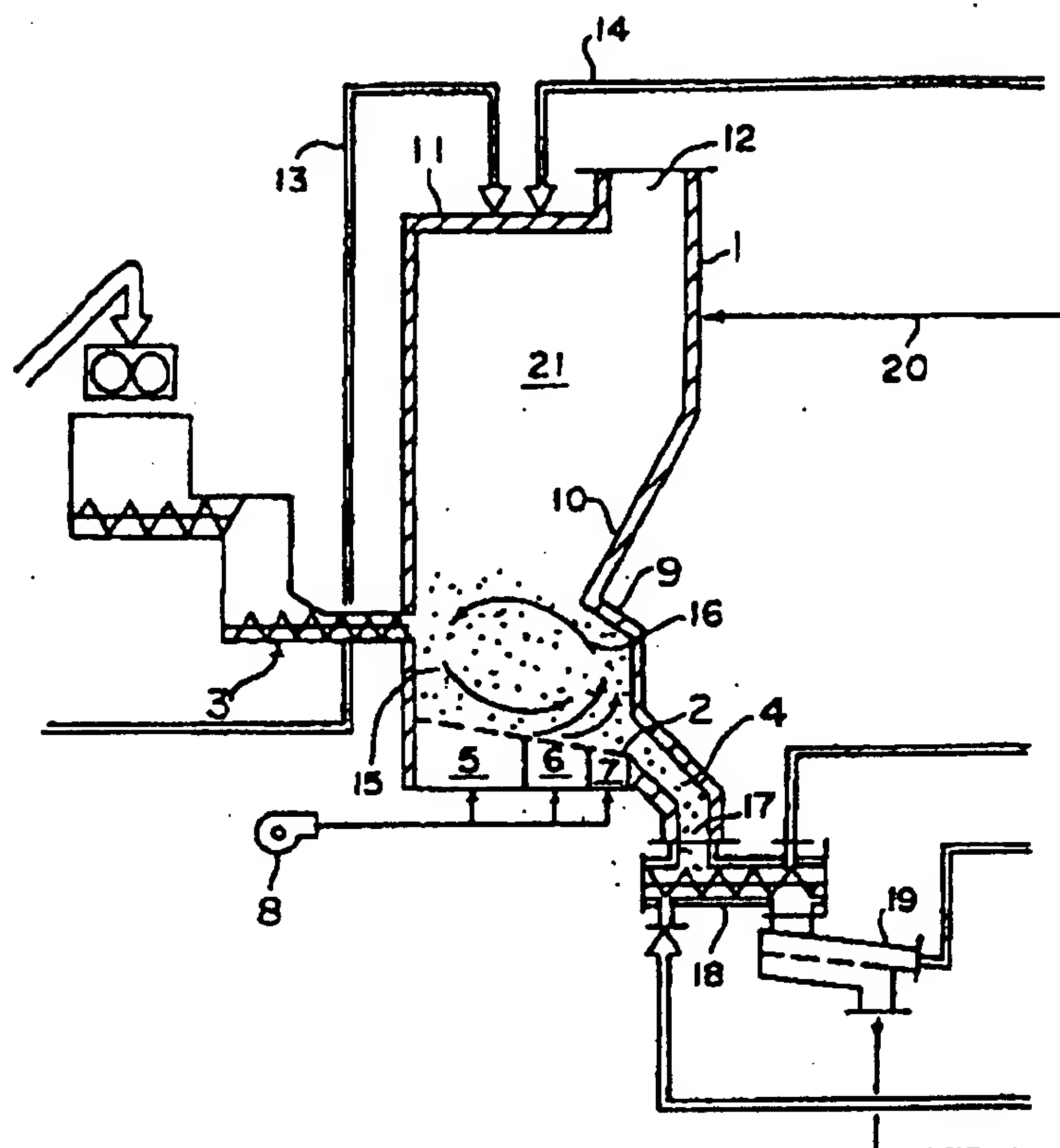
が大であるから熱回収室への流動媒体の循環量を十分に確保でき、さらに熱回収室散気装置からの散気風量を調節することによって熱回収室における流動媒体の循環量を容易に制御することができる。

- ④ 傾斜仕切壁の背面側に熱回収室散気装置を設けているので、流動媒体の循環量を十分に確保でき、その制御も容易である。
- ⑤ 流動床主燃焼室が内部循環型流動床を形成しているので、熱回収室から流動床主燃焼室へ導入される熱回収された流動媒体は主燃焼室においてスムーズに拡散するので、直ちに加熱される。
- ⑥ 熱回収室内の流動媒体は、散気空気の質量速度0~2Gmfの範囲内で移動層の状態で沈降循環せしめられているので第9図から明らかなようにバブリング式ボイラの流動媒体中に直接受熱流体を通じた伝熱面を配備した場合に比し、伝熱面の摩耗速度が極めて小となる。
- ⑦ 熱回収室散気風量を0~2Gmfの範囲内で、熱回収室内の熱媒体沈降量を制御でき、かつ、第8図に示すように総括熱伝達係数が直線的に変化するので熱回収量を自由に制御できる。

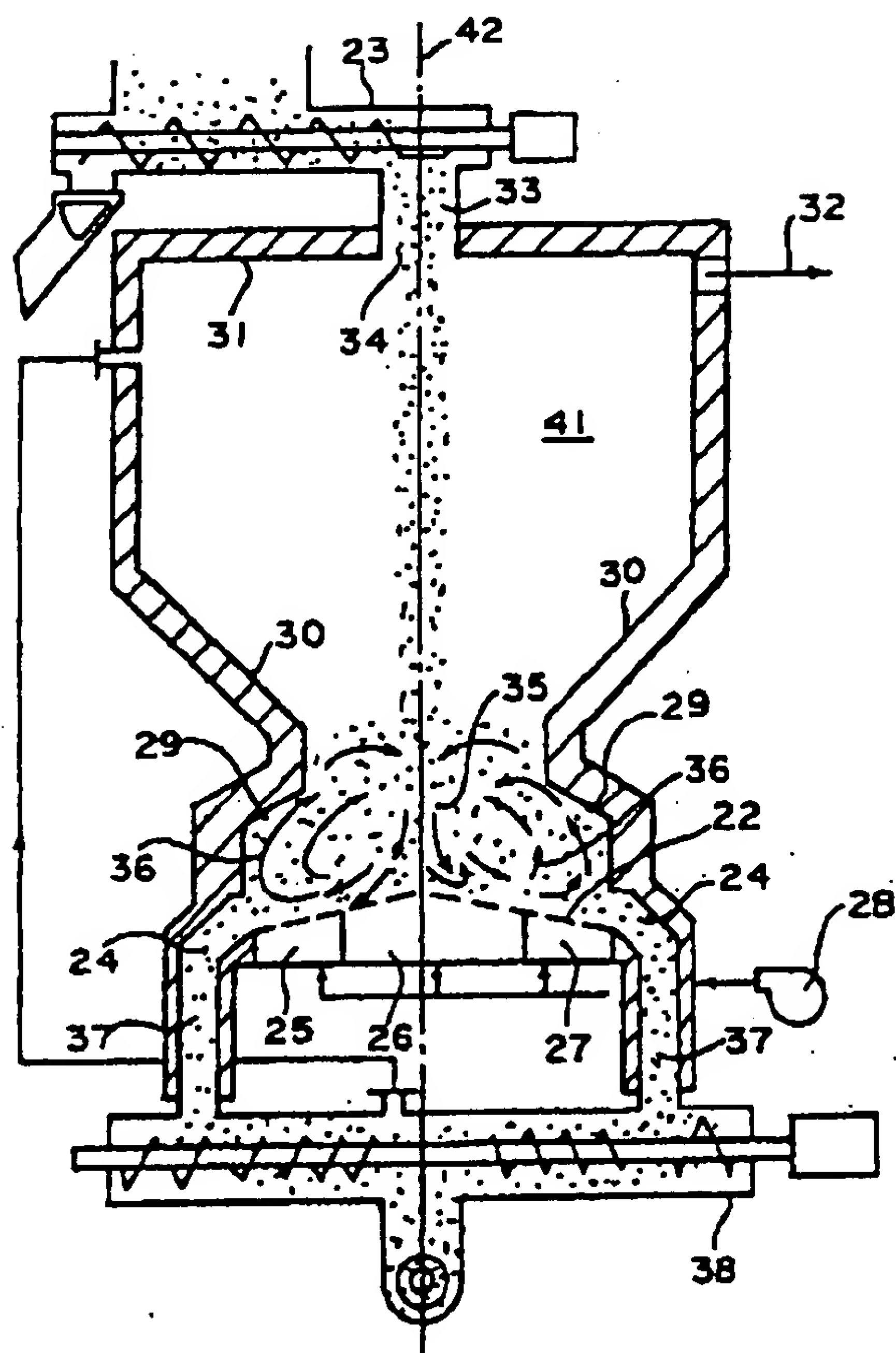
第3図



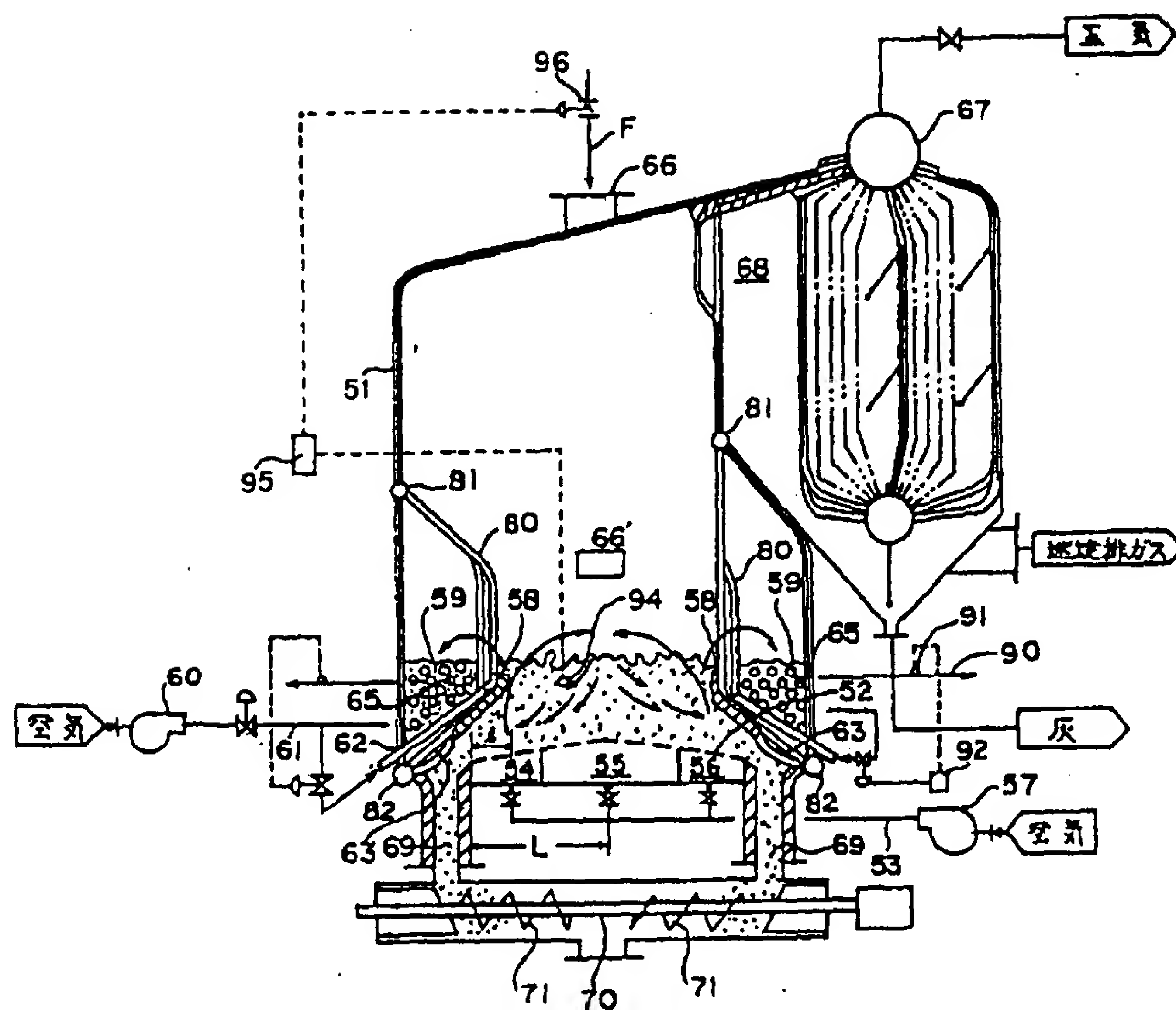
第1図



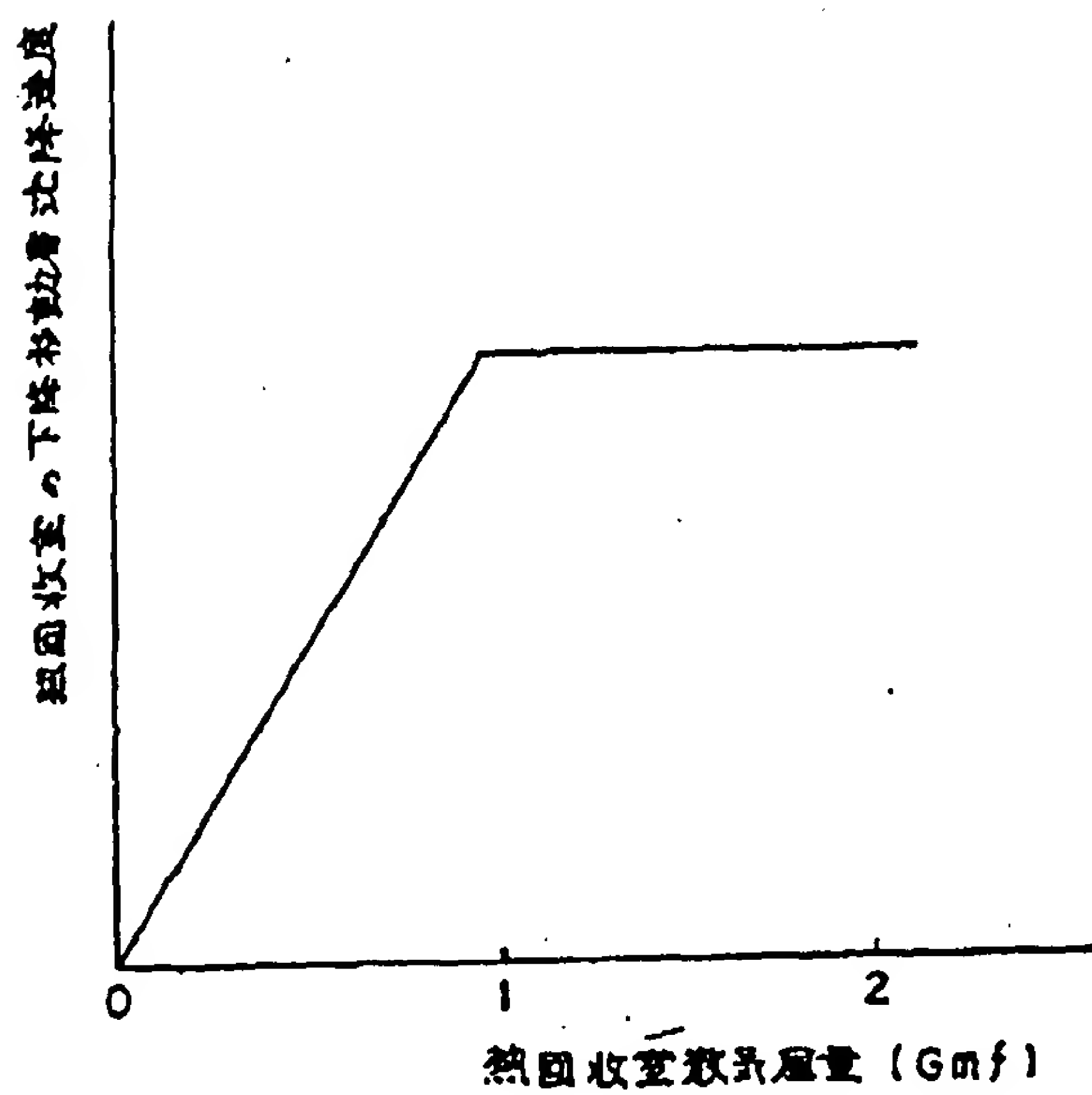
第2図



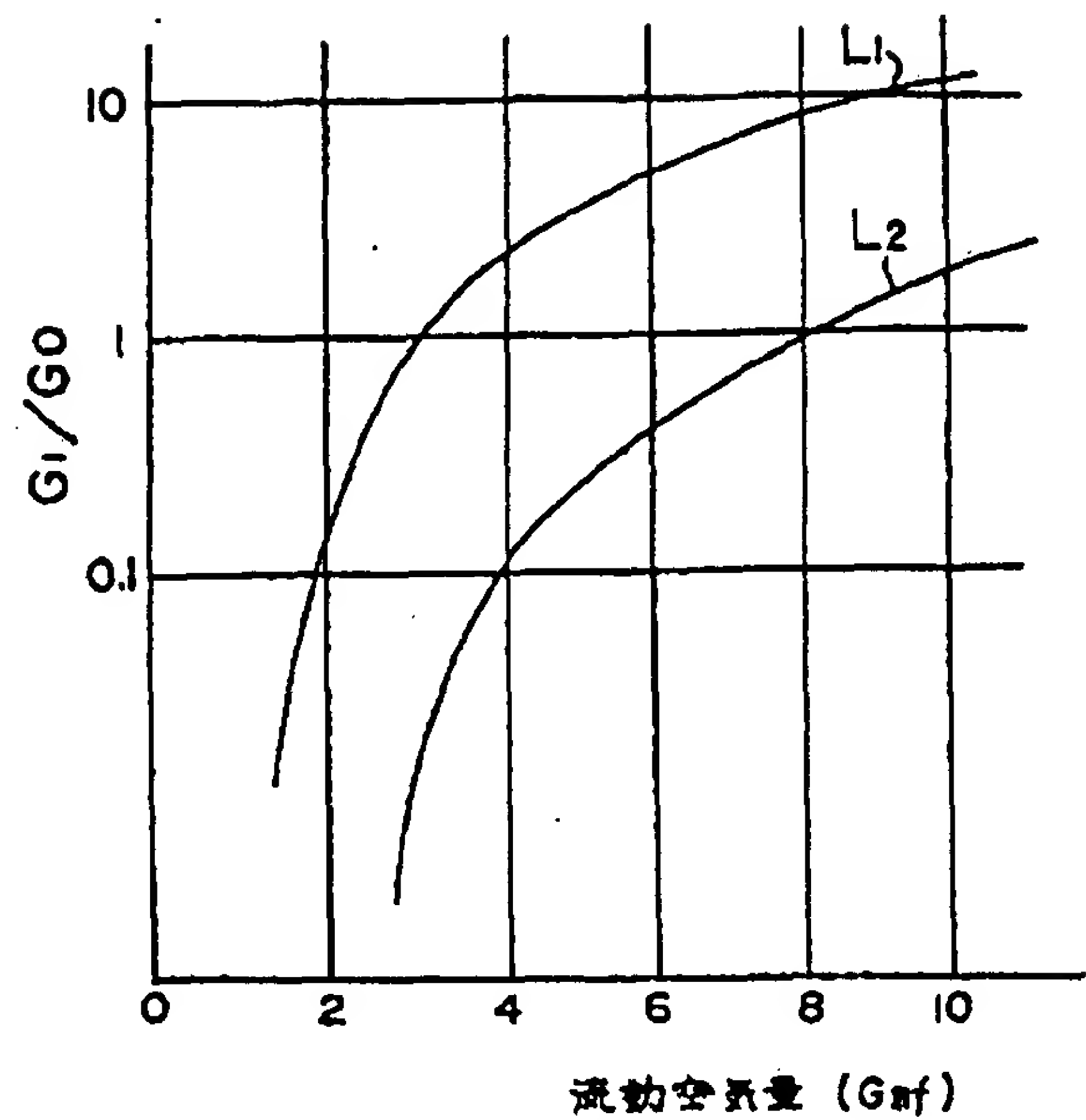
第4図



第 6 図

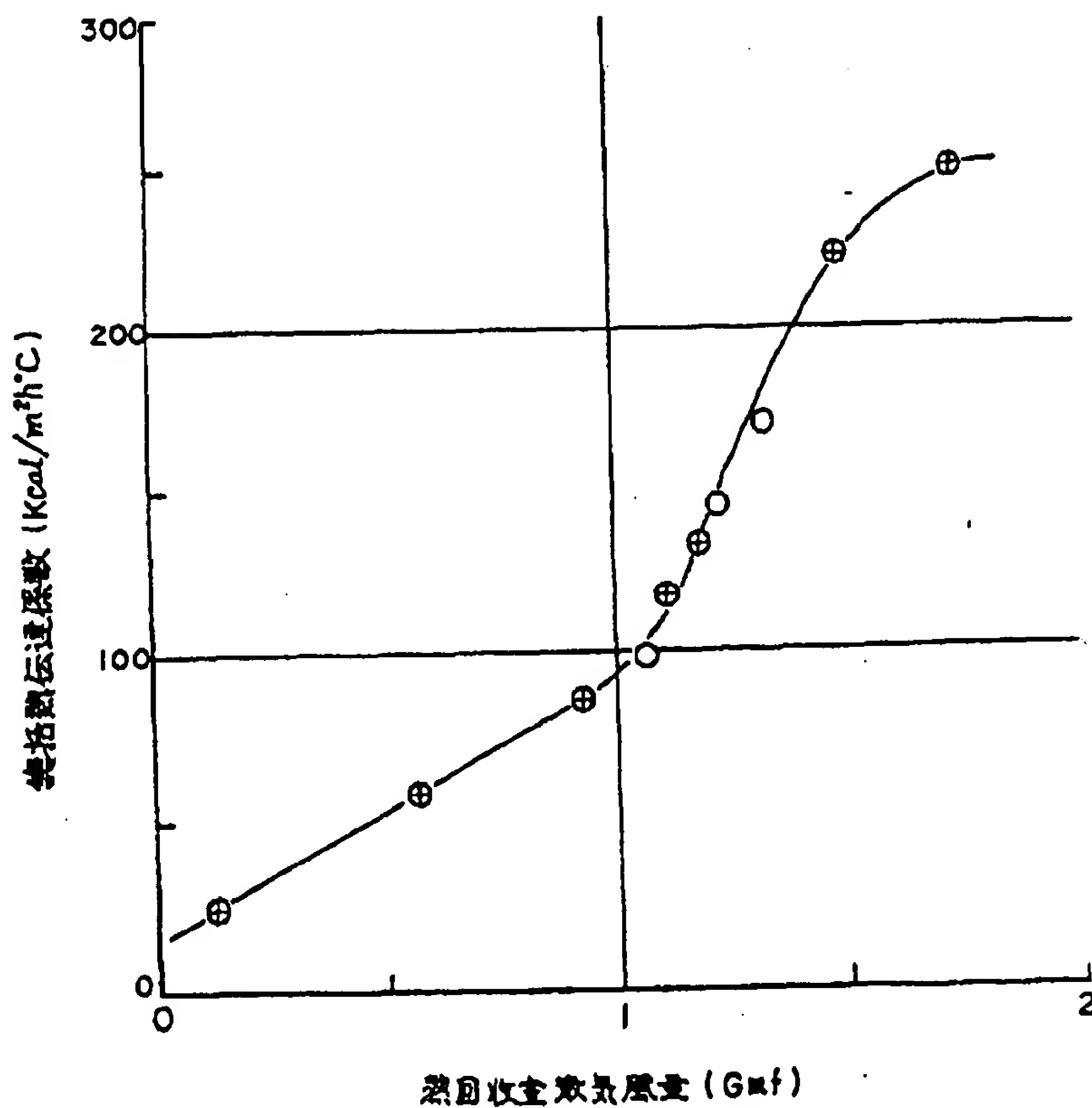


第5図.

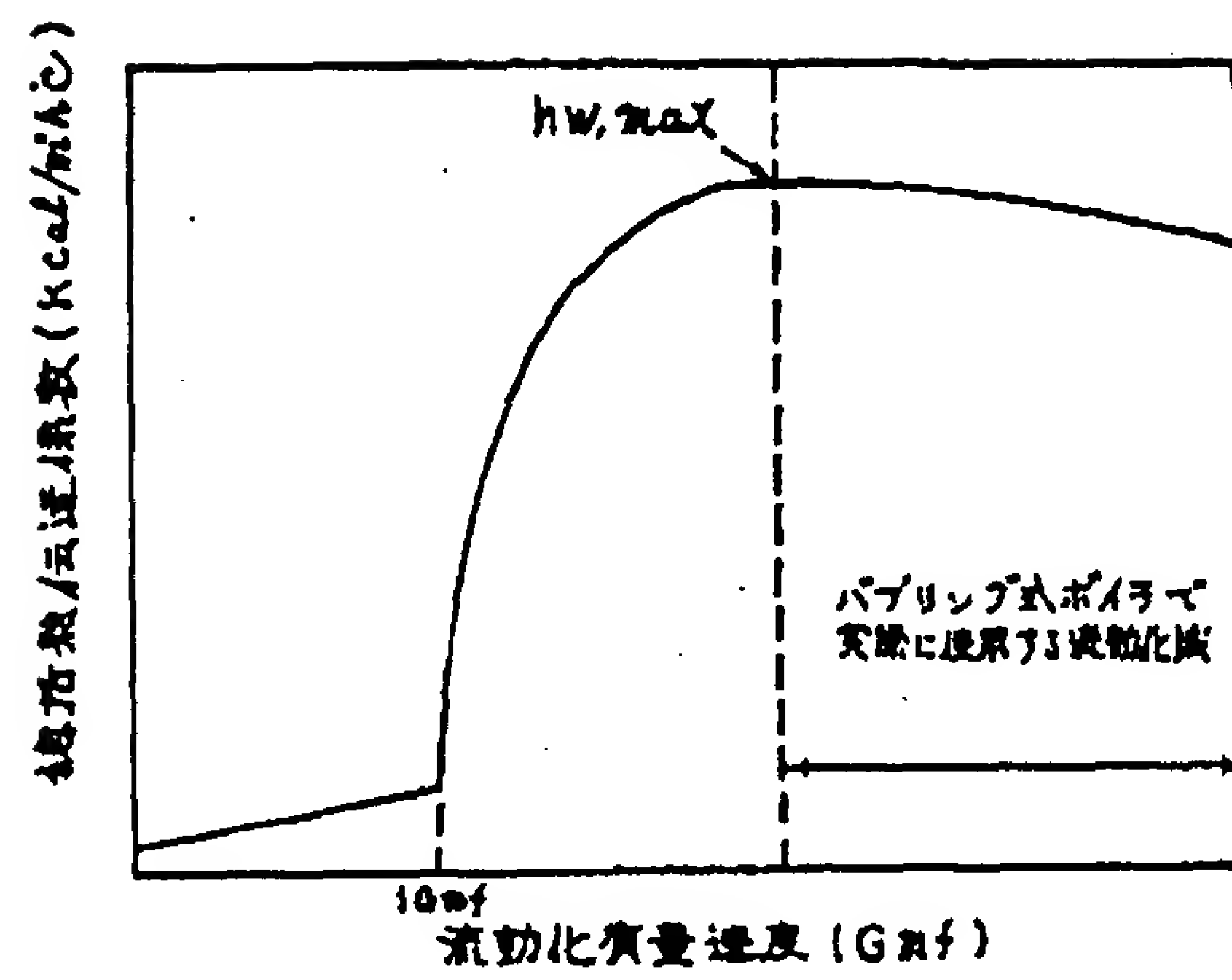


- 注: Gmf は最速流動化質量速度
 G_1 は流動媒体循環量
 L_1 は流動層高が流動空気と吹き出さぬ状態では切壁上端まである場合
 L_2 は流動空気吹き出時の燃焼部における流動層高がほぼ仕切壁上端になる場合
 G_0 は L_1 の場合の燃焼室における原料は切壁下部の流動空気量 $3Gmf$ における流動媒体循環量

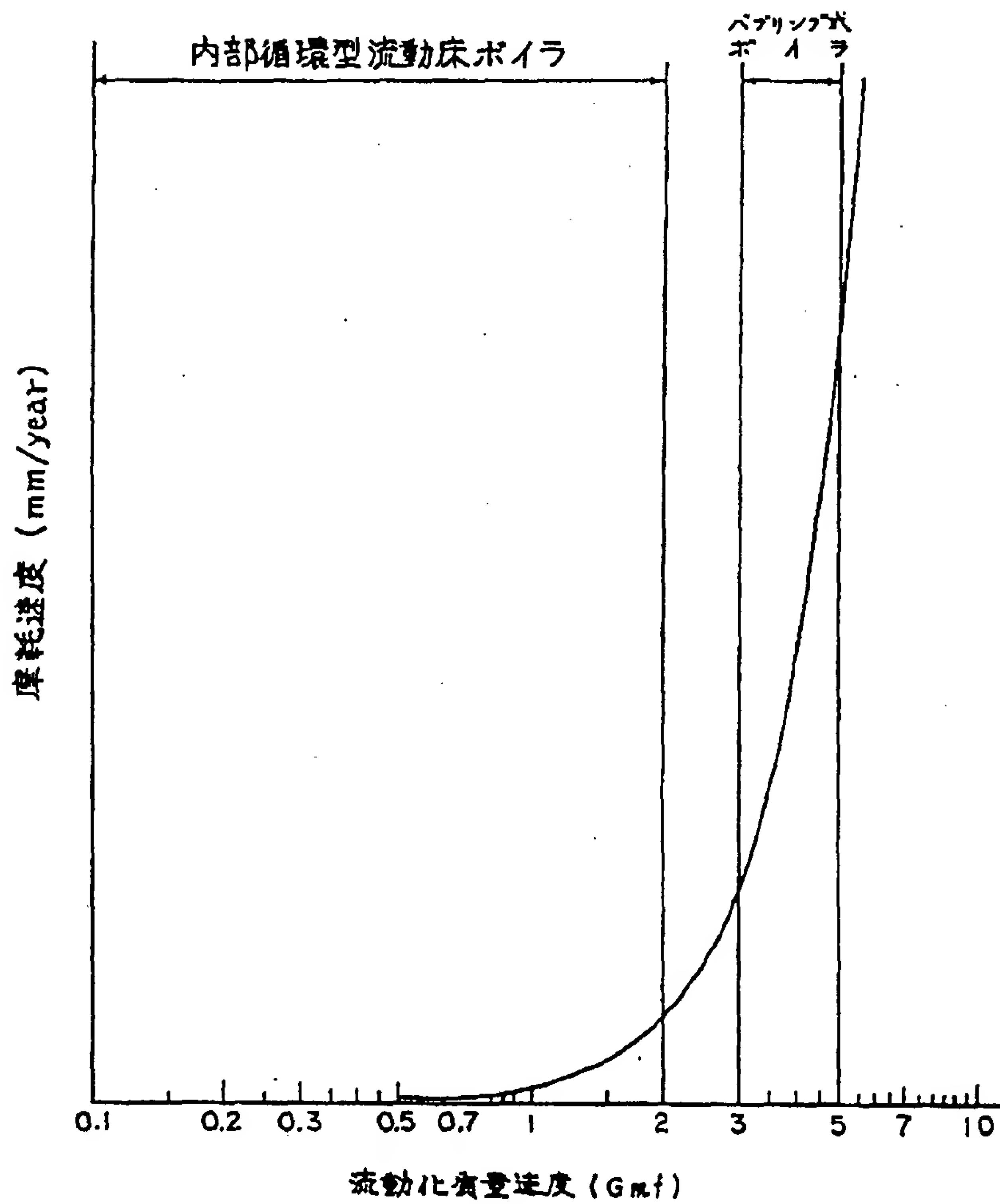
第8図



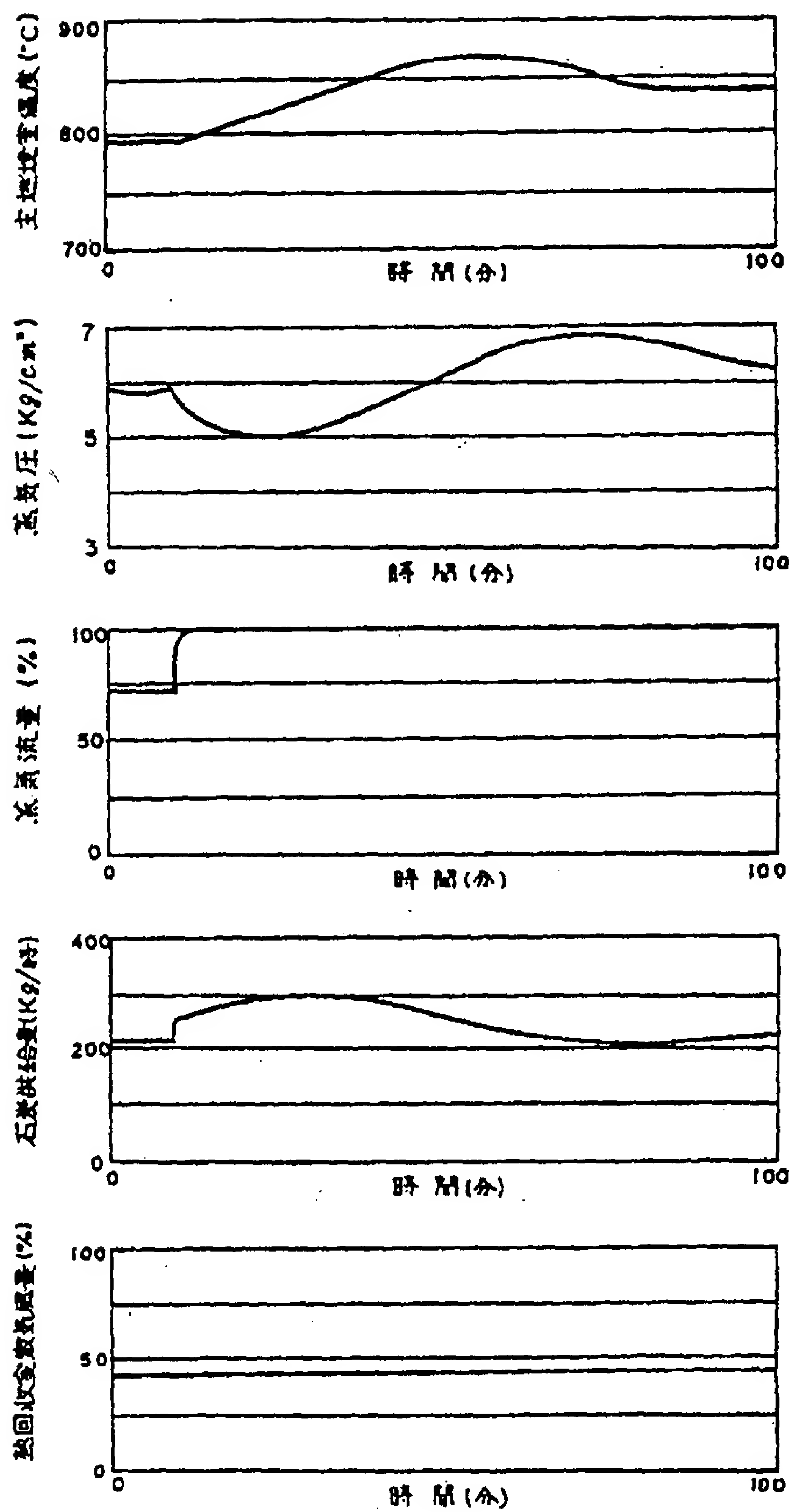
第7図



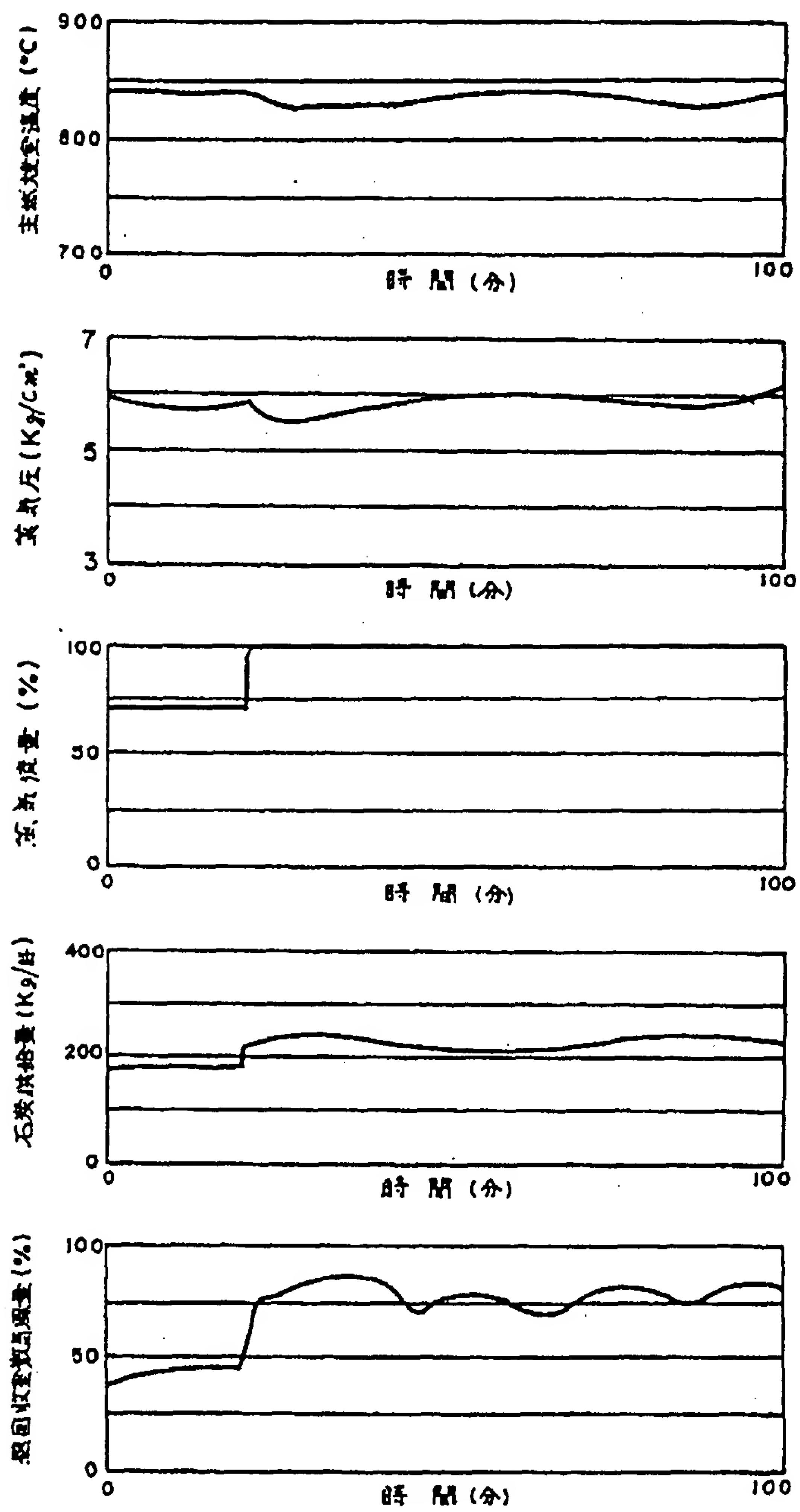
第9図



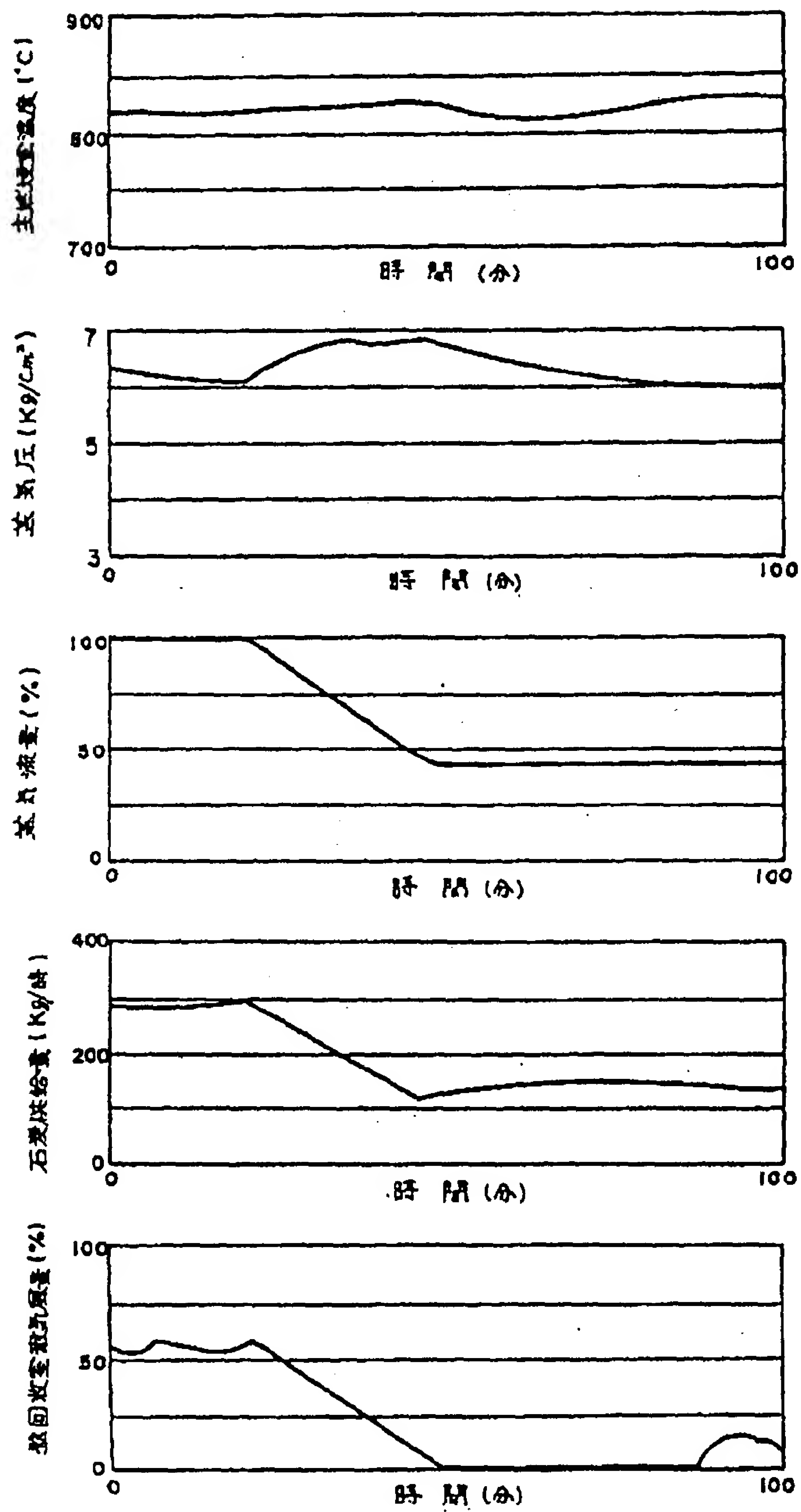
第 10 图



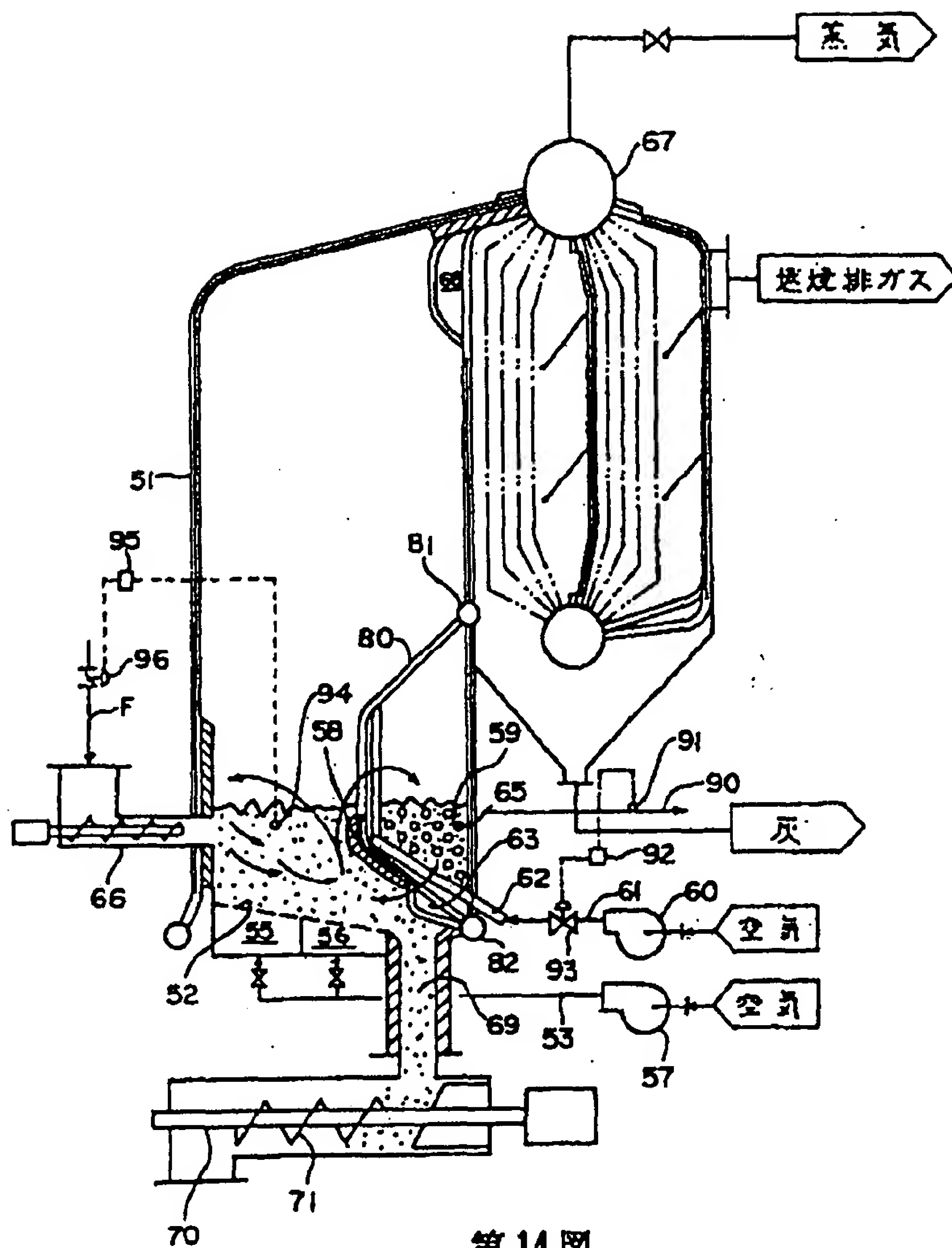
第 11 図



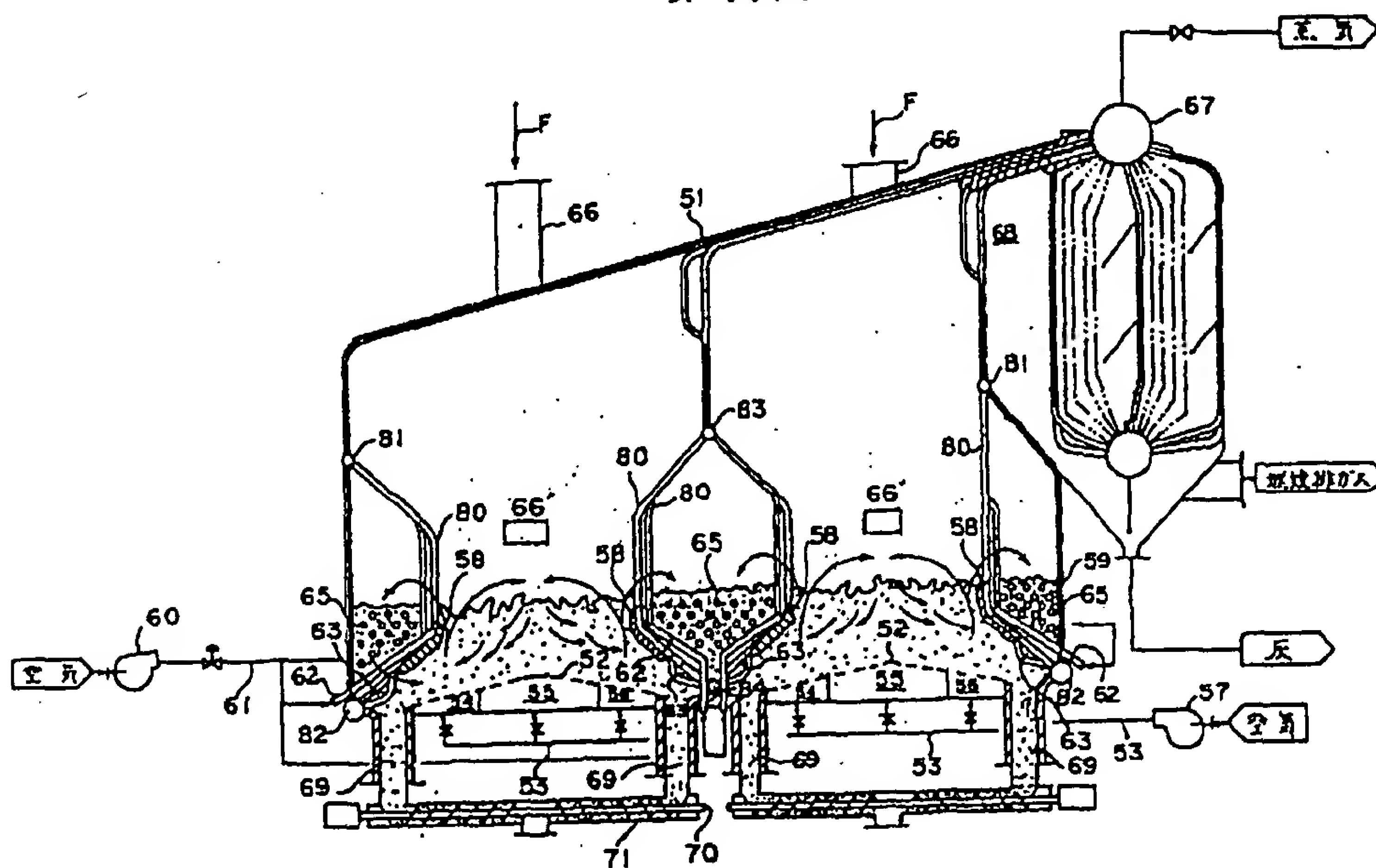
第12図



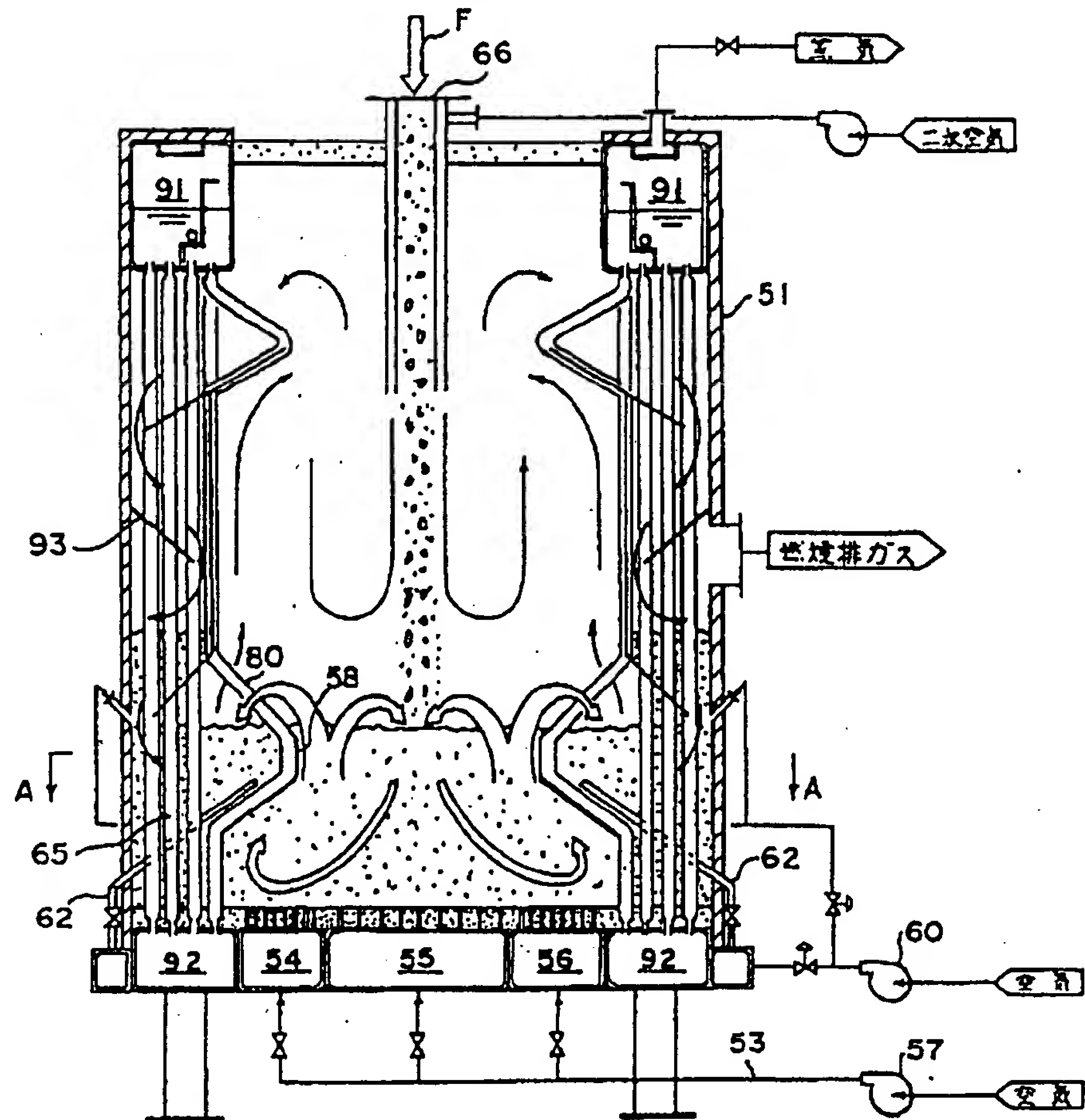
第13図



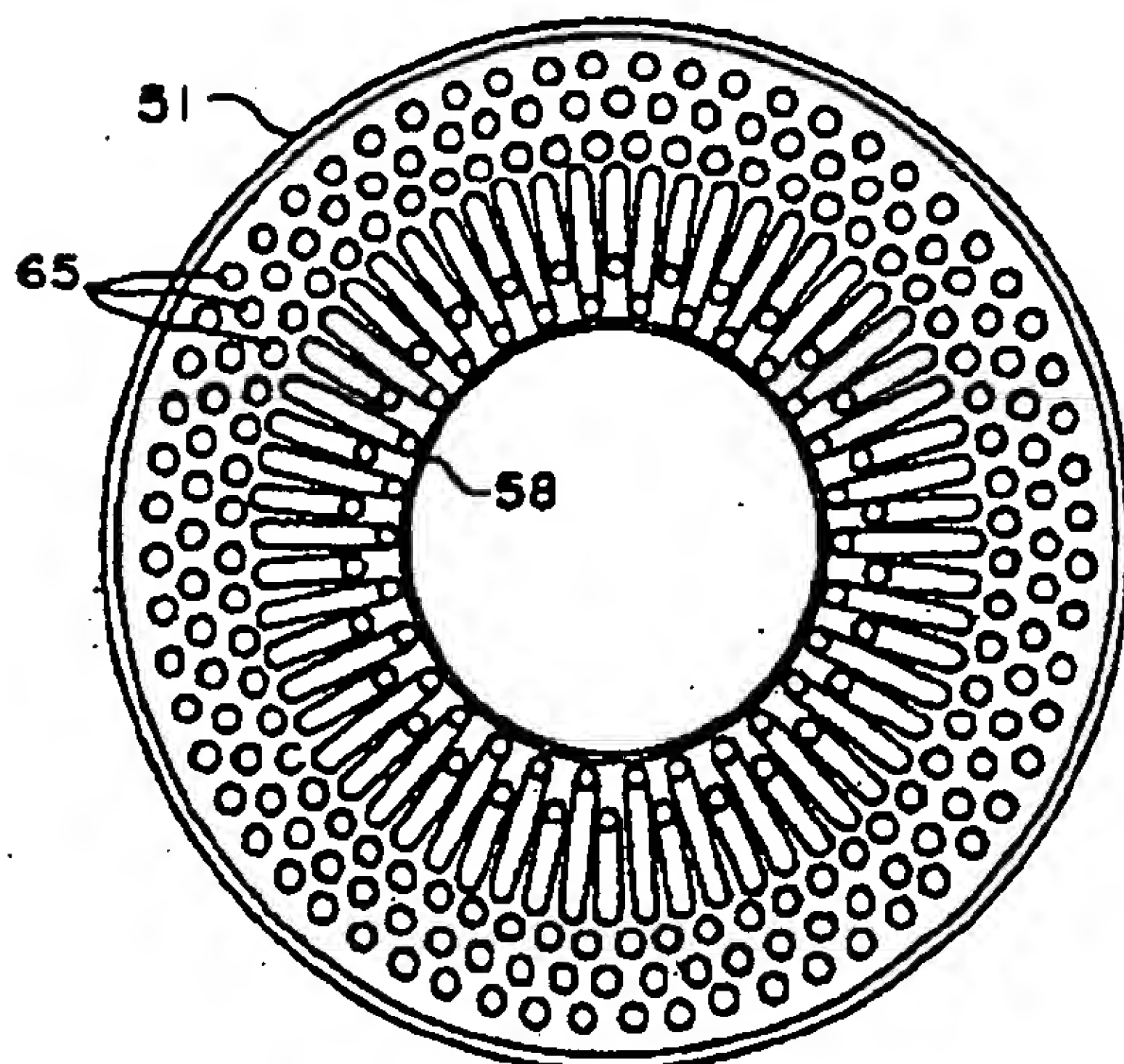
第14図



第 15 図

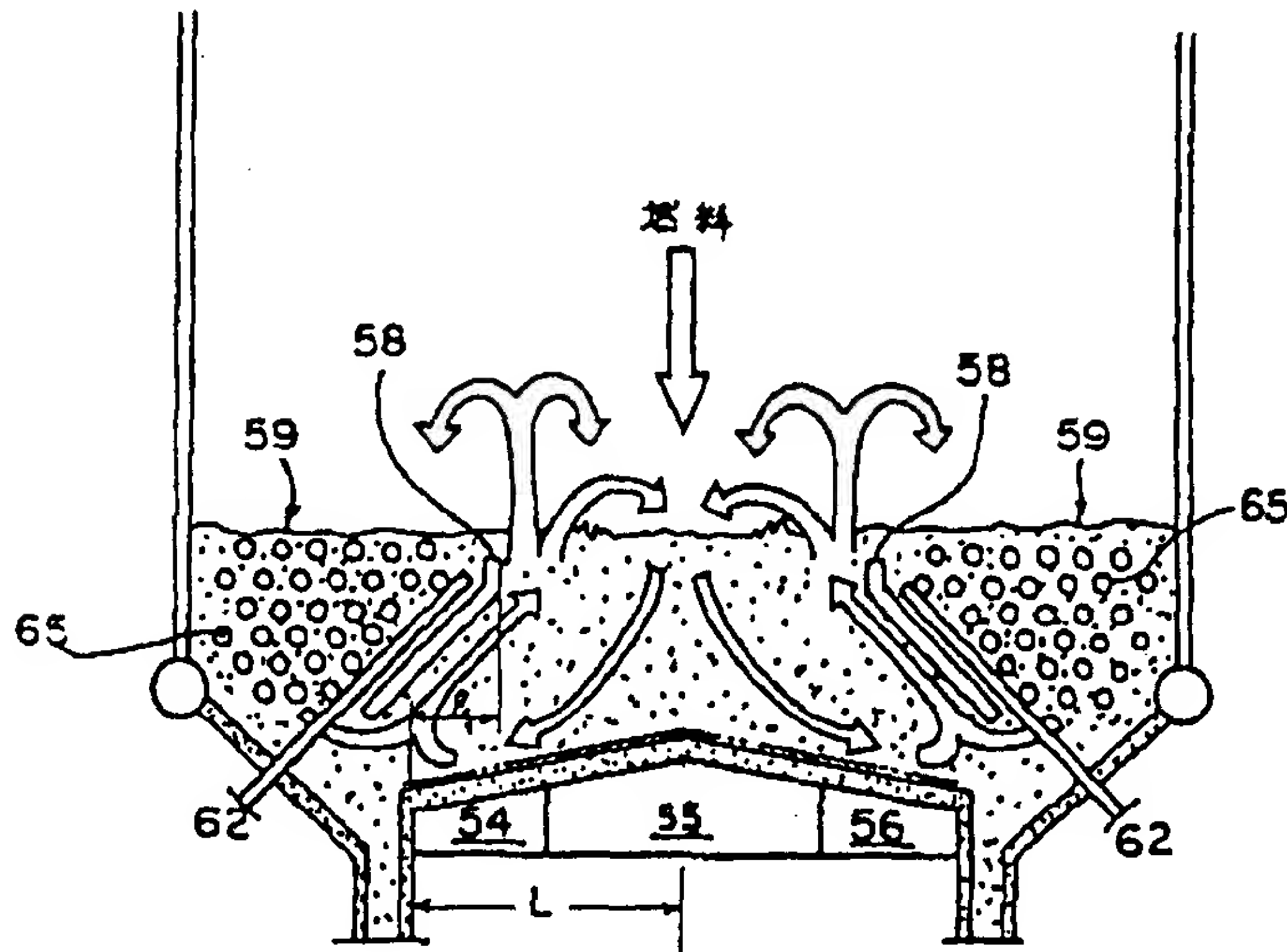


第 16 図



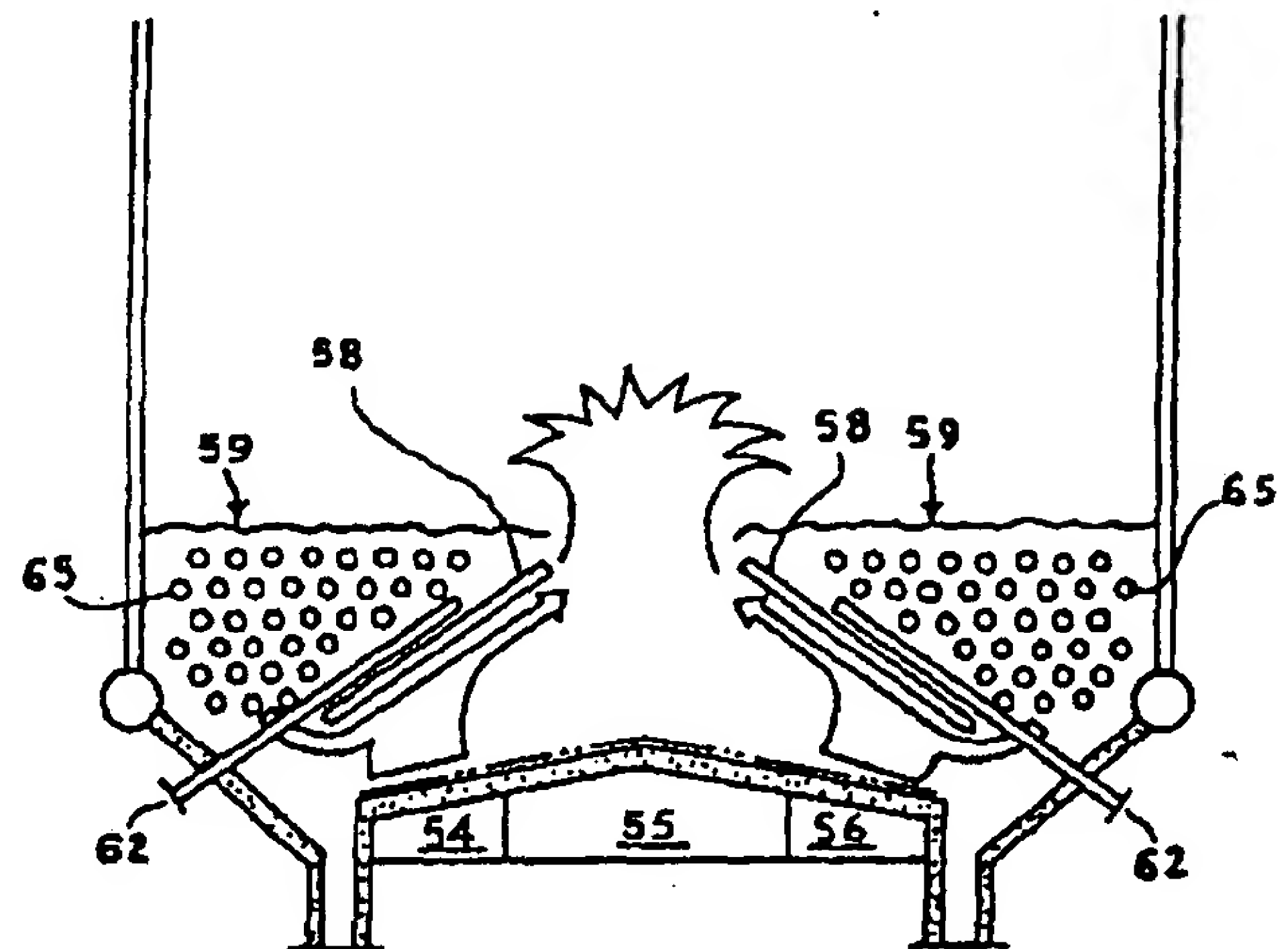
第17図

$$\frac{1}{6} \leq \frac{l}{L} \leq \frac{1}{2} \text{ の時}$$



第18図

$$\frac{l}{L} > \frac{1}{2} \text{ の時}$$



第19図

$$\frac{l}{L} < \frac{1}{6} \text{ の時}$$

